

ДЛЯ ТЕХНИКУМОВ

И.С. Оконский
А.А. Осокин
Ю.С. Федюков

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ КИСЛОРОДНОГО И КРИОГЕННОГО ПРОИЗВОДСТВА

*«Допущено Министерством высшего и среднего
специального образования СССР
в качестве учебного пособия для учащихся
средних специальных учебных заведений»*



532795



МОСКВА
« МАШИНОСТРОЕНИЕ »
1985

ББК 35.11
О51
УДК 621.59.004 (075)

Рецензенты: С. И. Сергеев, В. И. Пряничников

- Оконский И. С. и др.**
О51 **Процессы и аппараты кислородного и криогенного производства. Учеб. пособие для техникумов/И. С. Оконский, А. А. Осокин, Ю. С. Федюков. — М.: Машиностроение, 1985. — 256 с., ил.**

В пер.: 85 к.

Рассмотрены свойства газов и газовых смесей, процессы сжижения газов и разделения их методом ректификации; типовые воздухоразделительные установки для получения кислорода (жидкого и газообразного), азота, аргона и других редких газов; установки для сжижения водорода и гелия. Изложены основы расчета и проектирования аппаратов блоков разделения воздуха.

Учебное пособие предназначено для учащихся техникумов по специальности «Кислородные машины и аппараты».

О 2303050000-170
038 (01)-85 — 170-85

ББК 35.11
6П7.1

Производство кислорода в СССР значительно возросло одиннадцатой пятилетке. Основными направлениями экономического и социального развития СССР на 1981—1985 годы и на период до 1990 года намечено дальнейшее развитие металлургической, химической и других отраслей народного хозяйства, где используются продукты разделения воздуха. Внедрение новых технологических процессов, введение в строй новых объектов по производству кислорода, соответствующих современному уровню развития науки и техники, позволит осуществить частичную и полную автоматизацию установок разделения воздуха, дистанционное управление технологическим режимом и машинную обработку результатов измерений. Для обслуживания таких установок потребуются высококвалифицированные кадры.

Пособие знакомит читателя со свойствами газов и газовых смесей, процессами сжижения и разделения их методом ректификации, с типовыми воздухоразделительными установками для получения кислорода, азота, аргона; с установками для сжижения водорода и гелия, конструкциями отдельных аппаратов и условиями режимов их работы, с хранением и транспортированием жидких и газообразных продуктов. В нем изложены основы расчетов и проектирования аппаратов блоков разделения воздуха.

Учебное пособие не содержит сведений о конструкциях компрессорного оборудования, детандерах, поршневых и центробежных насосах жидких криогенных продуктов, арматуре ввиду их подробного изложения в специальной литературе [5, 8]. В книге также не рассматриваются вопросы, связанные с автоматизацией технологических процессов на воздухоразделительных и криогенных установках. С этими материалами подробно можно ознакомиться в специальной литературе.

На страже охраны здоровья трудящихся нашей страны стоит Основной Закон — Конституция СССР, которая обязывает администрацию организаций развивать и совершенствовать технику безопасности и производственную санитарию, проводить широкие профилактические мероприятия, направленные на предупреждение производственного травматизма. Вопросы техники безопасности очень многообразны и специфичны. Они широко освещены в литературе, такой, как «Техника безопасности при производстве кислорода» под ред. Г. Ф. Денисенко, В. И. Файнштейн, изд. 2-е, перераб. и доп., «Металлургия», 1975 г., в нормативных документах, таких, как ОСТ 26-04-907—76 «Установки ВРУ», общие требования безопасности при эксплуатации, и в другой литературе.

Введение и гл. I, III, IV и VI написаны И. С. Оконским, гл. II и VIII — Ю. С. Федюковым, гл. V и VII — А. А. Осокиным.

Применение продуктов разделения воздуха позволяет интенсифицировать технологические процессы в черной и цветной металлургии, химии, машиностроении и других отраслях промышленности, что в конечном итоге способствует увеличению выработки продукции, улучшению ее качества и снижению себестоимости. В черной металлургии кислород используют в производстве чугуна, стали, при огневой зачистке заготовок. Кислород применяют также при выплавке цветных металлов: меди, никеля, цинка, свинца. В производстве высококачественного проката начали применять азот и аргон как инертные газы.

Химическая промышленность является крупнейшим потребителем кислорода и азота, которые служат исходными веществами для производства аммиака, азотной кислоты, метанола, минеральных удобрений и других химических продуктов. Азот применяют также в качестве защитной инертной среды при переработке нефти.

Кислородная промышленность в нашей стране начала развиваться в 30-х гг. с момента создания первых воздухоразделительных установок малой производительности. Производство кислорода особенно возросло в период Великой Отечественной войны и в первые послевоенные годы, когда остро встала проблема увеличения объемов выпуска чугуна и стали. Дальнейшее развитие кислородной промышленности связано с широким применением продуктов разделения воздуха в доменном, мартеновском и конверторном производствах, технологических процессах цветной металлургии и химии.

В НПО «КРИОГЕНМАШ» созданы крупные воздухоразделительные установки КтК-35-3, КАр-30, КА-15, КААр-15, АКт-30, Кт-70, применяемые в металлургии, химии и нефтехимии. Наряду с крупными установками для получения технологического кислорода в нашей стране работают установки малой и средней производительности (стационарные и передвижные) для производства газообразных и жидких кислорода, азота и аргона.

В настоящее время широкое применение в технике находят водород и гелий. Использование водорода перспективно, так как он является высококалорийным топливом; при его сгорании образуется вода, что не приводит к загрязнению окружающей среды.

Производство жидких продуктов разделения воздуха, а также сжижение водорода и гелия потребовало разработки средств для их хранения и транспортирования. Для этой цели освоено изготовление сосудов, резервуаров, цистерн с вакуумно-порошковой и экранно-вакуумной изоляцией. Применение экранно-вакуумной изоляции в криогенных резервуарах и трубопроводах позволило повысить технологичность изготовления и монтажа криогенных систем хранения и значительно снизить теплопритоки из окружающей среды.

Перспективы развития различных отраслей народного хозяйства тесно связаны с развитием кислородной промышленности, которая является одним из резервов роста выпуска продукции.

§ 1. ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ СЖИЖЕНИЯ ГАЗОВ

Уравнение состояния реальных газов. Вещества, находящиеся при нормальной температуре и атмосферном давлении в газообразном состоянии, условно делят на пары и газы. Большинство промышленных газов трудно превратить в жидкость, в то время как пары жидкостей легко сжижаются уже при сравнительно небольшом охлаждении или при соответствующем повышении давления. К газам относят, например, воздух, азот, кислород, водород, гелий, аммиак, двуокись углерода, к парам — водяной пар, пары бензина и т. д.

Основными параметрами газа являются давление, температура, удельный объем, а пара, кроме того, температура сжижения и энтальпия (теплосодержание). Зависимость между давлением, объемом и температурой газа записывают в виде уравнения, называемого характеристическим или состояния газа.

Различные газы (воздух, азот, кислород, неон, водород, гелий и др.) и их смеси являются наиболее распространенными рабочими телами низкотемпературных установок. Молекулы газов находятся в непрерывном движении. Силы взаимодействия между ними определяются индивидуальными свойствами вещества, строением молекул и значениями давления и температуры. Известно, что интенсивность молекулярного движения обуславливает определенное значение температуры и кинетической энергии, а сила межмолекулярного сцепления определяет агрегатное состояние вещества и потенциальную энергию. Несмотря на то, что молекулы газов движутся с большими скоростями, силы взаимного притяжения могут быть весьма значительными и с ними необходимо считаться. Кроме того, при определенных условиях (большие давления и плотности) на свойства газа влияют размеры молекул. Вместе с тем при невысоких температурах (относительно температуры насыщения) и высоких давлениях (плотность газа мала, расстояние между отдельными молекулами несравнимо больше размеров молекул) кинетическая энергия газа значительно больше потенциальной и последней можно пренебречь, т. е. считать, что силы межмолекулярного сцепления отсутствуют. При этих же условиях можно пренебречь размерами молекул, так как они значительно меньше расстояний между ними. Такой модели в молекулярно-кинетической теории соответствует

понятие идеального газа. Для идеального газа справедливо уравнение состояния Клапейрона—Менделеева $pV = MR_0T$,

где p — давление газа; V — объем газа; M — масса данного количества газа; R — удельная газовая постоянная; T — температура газа. Значение R_0 равно работе расширения, совершаемой какой-либо единицей массы газа при нагревании его на 1 К при постоянном давлении.

Для получения уравнения состояния реального газа необходимо в уравнение состояния идеального газа внести поправки, учитывающие отличия реального газа от идеального. Силы межмолекулярного сцепления определяют поправку давления. Согласно данным Лапласа силы сцепления стремятся удержать газ как единое целое, т. е. действуют от периферии объема к его центру. Межмолекулярные взаимодействия «внутренних» частиц взаимно уравновешены в каждый момент времени, и лишь молекулы, находящиеся у поверхности (стенок) на расстоянии, меньшем радиуса действия сил сцепления, испытывают притяжение, направленное внутрь объема.

Таким образом, направление действия этих сил совпадает с направлением действия сил внешнего давления p . Ван-дер-Ваальс предложил считать, что действие внутренних сил сцепления молекул $p_m = a/V^2$, где a — коэффициент, характеризующий природу вещества. Поправку для объема находят на основе следующих соображений. Наименьший объем, до которого можно сжать газ, обозначают b . Очевидно, его необходимо вычесть из полного объема, занимаемого газом, так как он не изменяется при сжатии газа. Эти соображения привели Ван-дер-Ваальса в 1871 г. к следующему уравнению состояния реального газа;

$$(p + a/V^2)(V - b) = R_0T.$$

Способы получения низких температур. Известны различные способы получения низких температур. Выбор способа зависит от температурного уровня охлаждения, преследуемой цели (сжижение газа или охлаждение какого-либо объекта), масштабов (лабораторная или промышленная установка) и других факторов. Расчет и анализ процессов получения холода, оценку их эффективности производят на основании термодинамических соотношений.

При переносе теплоты от тела с более низкой температурой к телу с более высокой температурой необходимо совершить работу. Это требование второго закона термодинамики предусматривает изменение некоторых параметров состояния, приводящее к процессу охлаждения. Для области низких температур под охлаждением подразумевают искусственный отвод теплоты от тела, находящегося при температуре более низкой, чем температура окружающей среды. Такой искусственный отвод теплоты в сущности является процессом, включающим перевод теплоты с одного температурного уровня на другой, более высокий, и это определяет основные элементы любого холодильного цикла.

Низкие температуры практически можно получить различными способами: 1) дросселированием газа или пара; 2) изэнтропным расширением газа с совершением внешней работы; 3) с помощью фа-

зовых превращений тела, сопровождающихся поглощением теплоты, например испарением воды, аммиака, фреона или другого криоагента, плавления льда или растворения соли; 4) использованием вихревого эффекта потока газа или пара (труба Ранка); 5) десорбцией газа и другими способами.

Первые четыре способа обычно используют для получения температур до 173 К. Первые три способа являются основными для получения температур 170 ... 70 К. Низких температур 70 ... 0,3 К достигают методами дросселирования, изэнтропного расширения, десорбции газа, адиабатного размагничивания с предварительным охлаждением.

Дросселированием называют снижение давления потока газа (или жидкости) при прохождении его через суженное отверстие при отсутствии теплообмена с окружающей средой, причем поток не производит внешней работы.

Различают дифференциальный, интегральный и изотермный эффекты Джоуля—Томсона. *Дифференциальный эффект* α_i есть отношение бесконечно малого изменения температуры газа к бесконечно малому изменению давления в процессе при $i = \text{const}$:

$$\alpha_i = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_i.$$

Интегральный эффект показывает суммарное изменение температуры при конечном перепаде давлений, т. е. при больших изменениях давления:

$$T_1 - T_2 = \int_{p_1}^{p_2} \alpha_i dp = \int_{p_1}^{p_2} \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_i dp;$$

$$T_2 - T_1 = \sum \alpha_i \Delta p.$$

Изотермный эффект дросселирования представляет собой разность теплосодержаний сжатого (до дросселирования) и расширенного газа при одной и той же температуре. Изотермный дроссель-эффект имеет исключительно важное значение для расчета криогенных процессов. Между изотермным Δi_T и интегральным ΔT_i эффектами Джоуля—Томсона существует следующая зависимость:

$$\Delta i_T = c_p \Delta T_i,$$

где c_p — средняя удельная теплоемкость газа при постоянном давлении в интервале температур при дросселировании.

При расчетах низкотемпературных установок интегральный и изотермный эффекты дросселирования определяют обычно по термодинамическим диаграммам или строят специальные кривые (рис. 1). Так как энтальпия газа i в процессе дросселирования остается постоянной, то на диаграмме $T-S$ (температура—энтропия) этот процесс изображают линиями, соответствующими $i = \text{const}$.

Один и тот же газ при различных температурах может иметь различный дифференциальный эффект Джоуля—Томсона: положительный (охлаждение) при одной температуре, отрицательный (на-

Рис. 1. Кривые процессов дросселирования

гревание) при другой. Температуру, при которой происходит изменение знака этого эффекта при $\alpha_i = 0$, называют *инверсионной*. Геометрическое место точек, в которых происходит изменение знака дроссель-эффекта (т. е. точки, в которых $\alpha_i = 0$), называют *кривой инверсии* (штриховая кривая на рис. 1).

Изэнтропное расширение газа — процесс расширения с совершением работы при отсутствии теплообмена с окружающей средой. Теоретически этот процесс протекает при постоянной энтропии (на диаграмме $T-S$ такой процесс изображают вертикальной линией) в отличие от необратимого процесса дросселирования, связанного с возрастанием энтропии. Естественно ожидать, что адиабатное расширение газа с отдачей внешней работы является более эффективным способом получения низких температур, чем дросселирование. Процесс расширения газа с отдачей внешней работы совершается в специальных расширительных машинах — детандерах. В реальных условиях процесс изэнтропного расширения осуществить нельзя, поскольку неизбежен теплообмен газа со стенками детандера. Чем ближе действительный процесс расширения газа к изэнтропному, тем выше охлаждающий эффект. Для адиабатного расширения идеального газа абсолютные температуры и давления в начале (индекс 1) и конце (индекс 2) расширения газа связаны следующим соотношением:

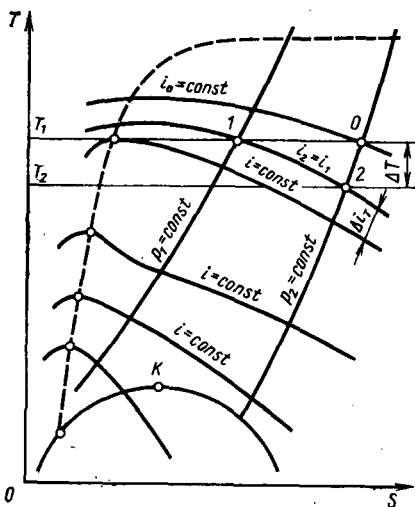
$$T_2/T_1 = (p_2/p_1)^{(k-1)/k},$$

где k — показатель адиабаты, равный отношению теплоемкостей газа при постоянных давлении и объеме: $k = c_p/c_v$.

Изменение температуры газа при изэнтропном расширении характеризуют дифференциальным эффектом α_S , который представляет собой отношение бесконечно малого изменения температуры к бесконечно малому изменению давления в процессе $S = \text{const}$: $\alpha_S = (\partial T/\partial p)_S$. Из общих положений термодинамики следует, что дифференциальный эффект изменения температуры при изэнтропном расширении больше дифференциального эффекта Джоуля—Томсона на величину V/c_p :

$$\alpha_S = \alpha_i + V/c_p.$$

Работа изэнтропного расширения газа, соответствующая холодопроизводительности процесса, состоит из двух частей. Первая часть —



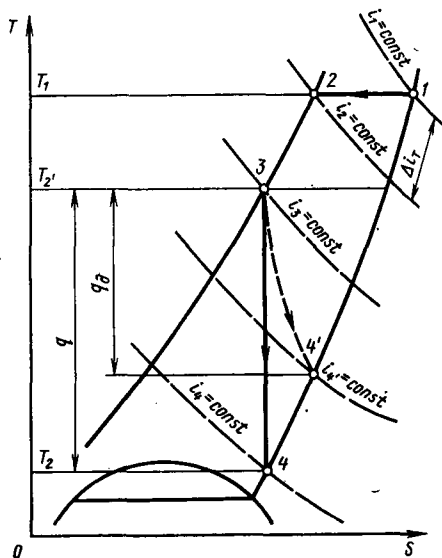


Рис. 2. Схема определения холодопроизводительности процесса с расширением газа в детандере по диаграмме $T-S$

это работа за счет использования внутренних межмолекулярных сил газа; она проявляется в охлаждающем эффекте Джоуля—Томсона и выражается разностью энтальпий воздуха при давлениях p_1 и p_2 и температуре T_1 . Вторая часть — это внешняя работа детандера вследствие расширения в нем газа; ее эффект охлаждения выражается уменьшением энтальпии 1 кг газа при изэнтропном расширении в детандере от давления p_2 и температуры T_2 до давления p_1 и температуры

T_2' по линии 3—4 (рис. 2). Разность энтальпий $\Delta i_T = i_1 - i_2$ выражает холодопроизводительность процесса дросселирования, а разность энтальпий $q_S = i_3 - i_4$ — удельную холодопроизводительность процесса изэнтропного расширения газа в детандере. Общая удельная холодопроизводительность процесса с расширением газа в детандере $q = \Delta i_T + q_S$.

В действительности чисто адиабатный процесс расширения в детандере не протекает, так как невозможно полностью исключить теплообмен между газом и стенками, трение и т. п. Поэтому расширение происходит фактически не по адиабате 3—4, а по политропе 3—4', действительный перепад теплоты $q_D = i_3 - i_1$, меньше теоретического q_S . Вследствие этого температура в конце расширения газа в детандере выше, чем при изэнтропном расширении.

Отношение действительного перепада теплоты в детандере к теоретическому называют адиабатическим КПД детандера:

$$\eta_{ад} = q_D / q_S.$$

Идеальный цикл и минимальная работа сжижения газов. Криогенные установки можно подразделить на характерные группы по ряду признаков: назначение установки, способ получения низких температур, тип расширительного устройства и др.

По назначению различают криогенные установки холодильные (для получения низкотемпературного холода), ожижительные (для выработки сжиженного газа) и газоразделительные (для разделения газовой смеси на составные части). В циклах всех перечисленных установок могут использоваться одни и те же способы получения низких температур, а именно: эффект Джоуля—Томсона (дросселирование); эффекты расширения рабочего тела с отдачей и без отдачи внешней работы; эффекты охлаждения дополнительными крио-

агентами; специальные эффекты охлаждения (вихревой, Пельтье, вакуумирование сжиженного газа, десорбционное охлаждение, адiabатное размагничивание и др.).

При анализе низкотемпературных циклов используют различные характеристики эффективности цикла. К ним относятся следующие: количество производимого холода на единицу циркулирующего рабочего тела (удельная холодопроизводительность), коэффициент сжижения, удельный расход энергии, холодильный коэффициент цикла, термодинамический КПД цикла и др.

Удельная холодопроизводительность цикла с дросселированием рабочего тела определяется только изотермным эффектом дросселирования. В простейшем случае, когда нет дополнительного охлаждения и рабочее тело сжимается от давления p_1 до p_2 , удельная холодопроизводительность $q = i_1 - i_2$, где i_1 и i_2 — энтальпии расширенного и сжатого газа при температуре сжатого газа после холодильника, установленного за компрессором. Для циклов, в которых в дроссельном вентиле расширяется только часть рабочего тела M , а вторая часть $(1 - M)$ проходит детандер, холодопроизводительность складывается из изменения энтальпии всего количества рабочего тела (1 кг) при изотермном сжатии и холода, получаемого при изэнтропном расширении газа в детандере:

$$q = (i_1 - i_2) + (1 - M) q_s.$$

В холодильном цикле работа расходуется на сжатие рабочего тела в компрессоре. Холодильный цикл замкнут, если начальное и конечное состояния рабочего тела (газа) совпадают. Чтобы они совпадали, отдельные составляющие цикла должны протекать в определенном порядке. Например, после сжатия газа в компрессоре и охлаждения в холодильнике должно происходить расширение газа, сопровождающееся понижением его температуры, а затем нагревание газа до первоначальной температуры в теплообменнике при постоянном давлении.

Представим себе цикл, все процессы которого обратимы. Такой цикл называют идеальным. В идеальном холодильном цикле нет потерь теплоты, поэтому расход энергии на сжижение 1 кг газа будет наименьшим. Практически такой цикл осуществить нельзя (рис. 3, 4).

Пусть окружающая среда имеет давление p_0 и температуру T_0 . Рабочее тело при этих значениях параметров характеризуется точкой 1. Для простоты допустим, что рабочее тело и сжимаемый газ (охлаждаемое тело) — одно и то же вещество. Предположим, что сжижение газа происходит по наиболее естественному изобарному процессу ($p_0 = \text{const}$). Сжатие газа в компрессоре KM происходит при постоянной температуре (линия 1—2); выделяющаяся при этом теплота, которая соответствует затрате работы на сжатие газа в компрессоре, передается воде холодильников. Затем газ адиабатически, т. е. без отвода и притока к нему теплоты (энтальпия постоянна), расширяется в детандере D (линия 2— f), совершая внешнюю работу. При этом температура газа понижается до T_f и весь газ переходит в жидкое состояние, так как точка f лежит левее критической точки K на пограничной кривой жидкости и соответствует состоянию полного сжижения газа. Затем идет обратный процесс нагревания сжиженного газа в испарителе AT (линия f —3) и далее в теплообменнике (3—1) до первоначальной температуры T_0 . Процесс нагревания газа (ли-

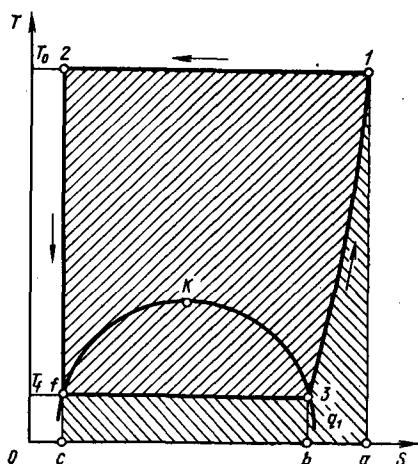
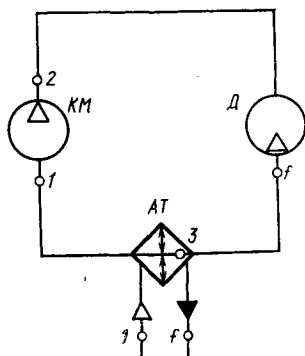


Рис. 3. Идеальный цикл сжижения газа

Рис. 4. Принципиальная схема идеального цикла сжижения газа



ния $f-3-1$) протекает при постоянном давлении p_0 , равном конечному давлению, достигнутому при расширении газа в детандере ($2-f$). Сжижаемый газ идет навстречу рабочему телу теоретически при таком же низком давлении p_0 и охлаждается вначале в теплообменнике (линия $1-3$) до температуры T_f , а затем при том же давлении полностью сжижается ($3-f$). Количество рабочего тела и сжижаемого газа равны. Цикл сжижения газа $1-2-f-3-1$ является идеальным. Для его осуществления требуется установка, состоящая из компрессора, детандера, теплообменника. В теплообменнике рабочее тело вступает в тепловой контакт с сжижаемым газом, причем на всем протяжении процесса рабочее тело и сжижаемый газ имеют одинаковые параметры состояния, но разделены друг от друга стенкой (телопередающей поверхностью).

Удельная работа идеального цикла $l_n = q_k - q_1$,

где q_k — теплота, отдаваемая рабочим телом теплоприемнику (равна площади $1-2-c-a-1$); q_1 — теплота, отбираемая рабочим телом от сжижаемого газа (равна площади $1-3-f-c-a-1$).

Величина

$$q_k = T_0 (S_a - S_c) = T_0 (S_1 - S_2), \quad q_1 = i_1 - i_f.$$

Таким образом, идеальная (минимальная) удельная работа сжижения газа $l_n = T_0 (S_1 - S_2) - (i_1 - i_f)$. Величина q_1 соответствует холодопроизводительности цикла при изменении от T_0 до T_f .

Действительный расход энергии на сжижение газа значительно выше теоретического вследствие того, что реальные процессы протекают необратимо, т. е. сопровождаются увеличением энтропий участвующих в процессе веществ. Потери энергии в реальных процессах складываются из потерь при дросселировании, в окружающую среду, на неполный теплообмен вследствие разности температур между входящим в теплообменник и уходящим из него газом и др. Чем ниже эти потери, тем меньше необратимость процесса и расход энергии на сжижение газа, т. е. тем экономичнее процесс.

§ 2. ЦИКЛЫ С ДРОССЕЛИРОВАНИЕМ РАБОЧЕГО ТЕЛА

Цикл высокого давления с однократным дросселированием.

Циклы с дросселированием рабочего тела применяют для получения низких температур, для сжижения газов и создания условий для разделения газовых смесей на составные части методами ректификации, конденсации и адсорбции. Цикл высокого давления с однократным дросселированием впервые применил Линде в конце прошлого века в установке для получения жидкого воздуха.

Схема цикла высокого давления с однократным дросселированием показана на рис. 5. Воздух сжимается в компрессоре KM до давления p_2 , охлаждается в холодильнике $AT1$ до температуры $T_2 = T_1$ и поступает в трубки теплообменника $AT2$. В противоточном теплообменнике $AT2$ сжатый воздух охлаждается до температуры T_3 более холодным газом низкого давления (обратным потоком холодного воздуха из сборника жидкости AK), идущим в противоположном направлении. В дроссельном вентиле $BH1$ сжатый газ дросселируется до давления p_1 , и его температура снижается до T_1 . В сосуде AK к воздуху подводится количество теплоты q_1 , эквивалентное холодопроизводительности цикла. Расширенный газ после теплообменника, подогретый до температуры T_1 , вновь возвращается в компрессор KM . В сосуде AK собирается жидкий воздух.

Процесс охлаждения воздуха схематически изображен на рис. 6. Сжатый изотермически воздух (линия AB) охлаждается ($B—I$) при дросселировании ($i = \cos nt$). Его температура снижается на ΔT_1 . Этот охлажденный воздух, проходя через теплообменник в межтрубном пространстве, понижает температуру поступающего навстречу (противотоком) в трубках сжатого воздуха на ΔT_1 . Величина

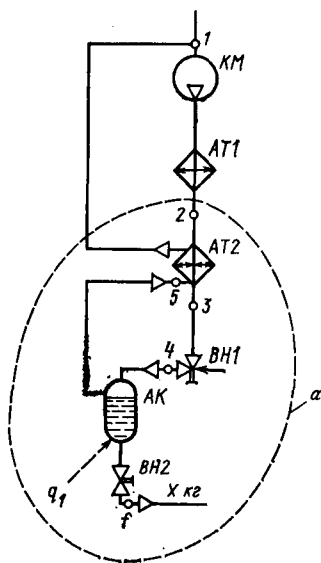
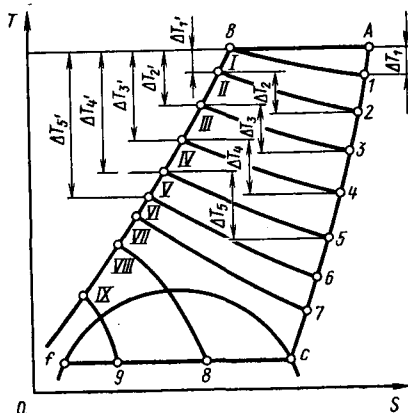
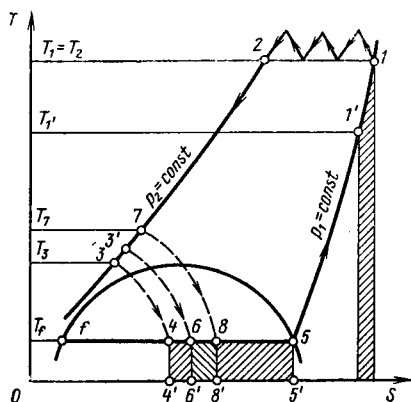


Рис. 5. Принципиальная схема цикла с простым дросселированием

Рис. 6. Изображение на диаграмме $T-S$ постепенного охлаждения воздуха в цикле с простым дросселированием





который расширяется ($III-3$) при $i = \cos \alpha$ с дальнейшим понижением температуры на ΔT_3 и т. д. Постепенно сжатый воздух охлаждается (точка IX) до температуры, близкой к температуре его сжижения при атмосферном давлении, а затем в процессе дросселирования (линия $IX-9$) почти полностью превращается в жидкость (точка 9). Отношение отрезков $\frac{9-c}{f-c}$ соответствует количеству сжижившегося воздуха.

Сжатие воздуха в компрессоре (многоступенчатом) с давления p_1 до p_2 происходит по политропе с промежуточным охлаждением после каждой ступени. Теплота сжатия передается воде холодильников компрессора. Считают, что температура воздуха после холодильника равна температуре до сжатия (точка 1), поэтому принимают, что сжатие воздуха происходит по изотерме (1—2 на рис. 7). Процесс охлаждения воздуха высокого давления происходит в теплообменнике по изобаре $p_2 = \text{const}$ от температуры T_2 до T_3 .

В пусковой период температура воздуха перед дросселем непрерывно понижается от T_2 до T_3 , пока не образуется жидкость с температурой T_f , соответствующей давлению p_1 . Наинизшая температура, которая может быть достигнута в таком цикле при давлении $p_1 = 0,1$ МПа, равна ~ 80 К (температура сжижения воздуха при атмосферном давлении). Таким образом, дальнейшее понижение температуры перед дросселем не имеет смысла, режим работы установки стабилизируется при температуре перед дросселем T_3 . Дросселирование заканчивается в точке 4, лежащей на линии $f-5$, соответствующей давлению жидкости $p_1 = \text{const}$.

Уравнение холодопроизводительности. Рассмотрим часть схемы, ограниченную контуром a (см. рис. 5). При установившемся режиме приходится иметь дело с процессами изобарным и дросселирования, уравнение энергетического баланса можно представить в виде энтальпийного и теплового балансов. Для 1 кг (1 кмоль) циркулирующего воздуха без отвода жидкости из сосуда АК (вентиль ВН2 закрыт) можно написать

$$i_2 + q_1 = i_1 + Xi_f,$$

где X — доля сжиженного и отведенного воздуха (при закрытом вентиле $BH2$ $X = 0$); q_1 — теплота, подводимая к сосуду AK для испарения жидкого воздуха; i_1, i_2 — энтальпии воздуха при давлениях p_1, p_2 ; i_f — энтальпия сжиженного воздуха.

Из этого уравнения следует, что $q_1 = i_1 - i_2$.

Таким образом, количество теплоты q_1 , сообщаемое на самом низком температурном уровне T_f каждому килограмму циркулирующего воздуха при установившемся режиме замкнутого цикла, составляет холодопроизводительность цикла $1-2-3-4-5-1$ (см. рис. 7). При замкнутом цикле воздух возвращается в свое первоначальное состояние, изменение его внутренней энергии $\Delta U = 0$. Удельная работа компрессора, подведенная при замкнутом (круговом) процессе,

$$l_k = q_k - q_1,$$

где q_k — количество теплоты, отведенное в компрессоре и холодильниках.

Холодопроизводительность цикла численно равна изотермическому эффекту дросселирования или понижению энтальпии воздуха при изотермическом сжатии: $q_1 = \Delta i_T$.

Получение сжиженного воздуха при разомкнутом цикле. При получении и выводе жидкого воздуха из установки цикл не полностью замкнут, так как часть жидкого воздуха выводится через вентиль $BH2$ (рис. 8). Количество расширенного воздуха, проходящего через теплообменник, уменьшится на величину отведенного жидкого воздуха. Чтобы обеспечить нормальное протекание последующих круговых процессов, в компрессор всасывается количество воздуха, равное количеству сжиженного воздуха. Составим для 1 кг воздуха энергетический баланс для части схемы, ограниченной контуром a (см. рис. 5). При этом предполагаем, что потери холода отсутствуют и к сосуду AK не подводится теплота (т. е. $q_1 = 0$).

Введем следующие обозначения: X — доля сжиженного воздуха; i_f — удельная энтальпия жидкого воздуха при давлении p_1 , Дж/кг; i_1, i_2 — удельная энтальпия воздуха низкого ($p_1 = 0,1$ МПа) и высокого p_2 давлений, Дж/кг.

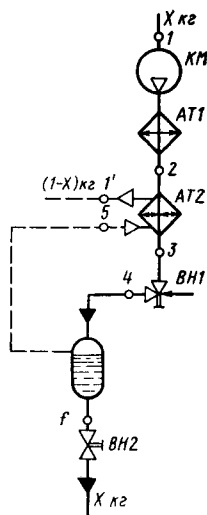
При установившемся режиме в систему, ограниченную контуром a , вносится теплота $i_2 \cdot 1$, а отводится $X i_f + (1 - X) i_1$,

где $X i_f$ — количество теплоты, отводимое с жидким воздухом; $(1 - X) i_1$ — количество теплоты, отводимое с уходящей через теплообменник несжиженной частью (обратным потоком) воздуха, нагретой до температуры T_1 при давлении p_1 и имеющей энтальпию i_1 .

Так как при отсутствии потерь вносимая теплота равна отводимой, то $i_2 = X i_f + (1 - X) i_1$. Отсюда следует

$$i_1 - i_2 = X (i_1 - i_f) = \Delta i_T.$$

Рис. 8. Принципиальная схема разомкнутого цикла с простым дросселированием



В данном случае изотермический эффект Джоуля—Томсона Δi_T выражает холодопроизводительность процесса для 1 кг дросселируемого воздуха, поскольку он равен теплоте, выводимой из установки с X кг жидкого воздуха. Величина $i_1 - i_f$ представляет собой количество теплоты, которое нужно отнять от 1 кг воздуха, чтобы сжижать его при давлении $p_1 = 0,1$ МПа.

Количество получаемого жидкого воздуха в цикле с дросселированием определяется из уравнения энергетического баланса и зависит от холодопроизводительности цикла:

$$X = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_f}.$$

Потери холода в цикле. При составлении теплового баланса в случае цикла с однократным дросселированием предполагали, что потери холода отсутствуют. В действительности работа, затрачиваемая на сжижение газа, сопровождается следующими потерями холода: $q_{0.c}$ — потеря через изоляцию (т. е. приток теплоты через изоляцию из окружающей среды); $q_{\Delta T}$ — потери теплоты от недорекуперации на теплом конце теплообменника; q_f — потери, связанные с отбором продукта в жидком виде.

Возвратимся к рассмотрению цикла с простым дросселированием воздуха (см. рис. 7). В действительном рабочем цикле из-за неполной рекуперации холода в теплообменнике обратный поток имеет температуру $T_{1'}$. Состояние обратного потока на теплом конце теплообменника изображается точкой $1'$. Таким образом, в рабочих условиях сжатый воздух охлаждается только от состояния 2 до $3'$, причем $i_{1'} - i_5 = i_2 - i_{3'}$,

где $i_{1'} - i_5$ — количество холода, которое обратный поток передает сжатому воздуху (прямой поток); $i_2 - i_{3'}$ — количество теплоты, отнятое от прямого потока обратным.

После дросселирования состояние рабочего тела характеризуется точкой b и холодопроизводительность $q' = i_5 - i_b$ меньше теоретической на $q_{\Delta T} = i_1 - i_{1'} = i_{3'} - i_3 = i_6 - i_4$.

Имея в виду незначительное изменение удельной теплоемкости газа c_p в интервале температур T_1 и $T_{1'}$, потерю холода от недорекуперации часто определяют так: $q_{\Delta T} = c_p (T_1 - T_{1'}) = c_p \Delta T_m$, где ΔT_m — средний перепад температур. На диаграмме $T-S$ величина $q_{\Delta T}$ изображается площадью $4-4'-6'-6-4$ или $1-1'-b-a-1$.

Процессы в аппаратах протекают при низких температурах, поэтому необходимо учитывать приток теплоты из окружающей среды. При наличии притока теплоты сжатый газ в теплообменнике охладится только до состояния 7, причем $T_7 > T_{3'}$ и $i_2 - i_7 = i_{1'} - i_5 - q_{0.c}$,

где $i_2 - i_7$ — количество теплоты, отнятое от прямого потока обратным; $i_{1'} - i_5 - q_{0.c}$ — количество холода, которое обратный поток передает прямому с учетом теплопритока из окружающей среды.

Преобразуя последнее уравнение, получим: $q_{0.c} = i_7 - i_{3'} = i_8 - i_6$. На диаграмме $T-S$ величине $q_{0.c}$ соответствует площадь $8-6-6'-8'-8$. Потеря холода, связанная с отбором жидкости из установки, равна нулю, если установка предназначена для получения газообразных продуктов (азота, кислорода, аргона).

Таким образом, с учетом всех потерь полезная холодопроизводительность, полученная в цикле высокого давления с простым дросселированием,

$$q_1 = q - q_{\Delta T} - q_{0.c} - q_f = (i_1 - i_2) - \sum q_n;$$

потери холода $\sum q_n = q_{\Delta T} + q_{0.c} + q_f$. Полезной холодопроизводительности в цикле соответствует площадь $5-8-8'-5'-5$.

Коэффициент сжижения. В установках для получения продукта в жидком виде потери холода возрастают на q_f . С учетом потерь уравнение энергетического баланса для такой установки имеет вид (контур a , см. рис. 5)

$$i_2 + q_{0.c} = (1 - X) i_{1'} + q_f \text{ или } i_2 + q_{0.c} = (1 - X) i_{1'} + X i_f.$$

После преобразования получаем

$$X = \frac{i_{1'} - i_2 - q_{0.c}}{i_{1'} - i_f} \quad \text{или} \quad X = \frac{i_1 - i_2 - q_{\Delta T} - q_{0.c}}{i_1 - i_f - q_{\Delta T}},$$

где $q_{\Delta T} = C_p \Delta T_m$; $i_{1'} = i_1 - q_{\Delta T}$; X — коэффициент сжижения, который показывает, какое количество сжиженного воздуха, полученного из 1 кг перерабатываемого воздуха, отводится из установки в реальном цикле.

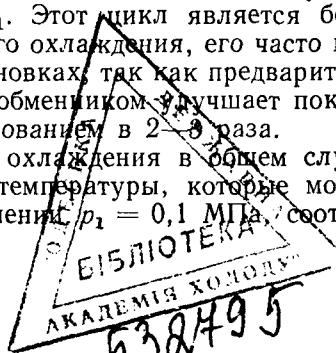
Анализ формулы для коэффициента сжижения позволяет сделать следующие выводы:

количество получаемого жидкого воздуха в цикле с простым дросселированием прямо пропорционально изотермическому дроссель-эффекту при температуре входа в теплообменник и обратно пропорционально разности энтальпий исходного и сжиженного воздуха;

потери от недорекуперации уменьшают коэффициент сжижения (выход жидкого воздуха), так как числитель выражения всегда меньше знаменателя и вычитание из них $q_{\Delta T}$ всегда приводит к уменьшению X .

Цикл высокого давления с однократным дросселированием и предварительным охлаждением применяют как для получения низкотемпературного холода, так и для сжижения газа. В отличие от рассмотренного выше цикла здесь имеется специальный добавочный поток с посторонним криоагентом (например, с аммиаком, жидким азотом). Промежуточное охлаждение в данном цикле осуществляют между температурами T_f и T_1 . Этот цикл является более экономичным, чем без предварительного охлаждения, его часто применяют в воздухоразделительных установках, так как предварительное охлаждение воздуха перед теплообменником улучшает показатели холодильного цикла с дросселированием в 2—3 раза.

Число ступеней предварительного охлаждения в общем случае может быть различным. Наинизшие температуры, которые можно получить с помощью цикла при давлении $p_1 = 0,1$ МПа, соответ-



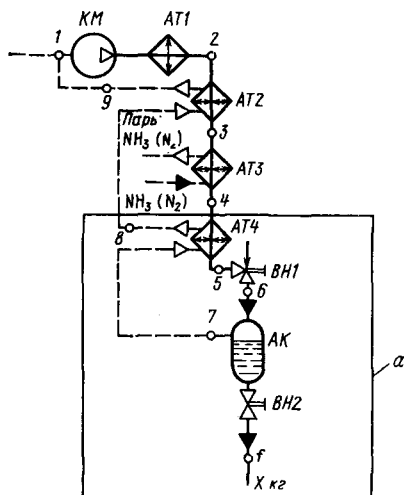


Рис. 9. Принципиальная схема цикла высокого давления с однократным дросселированием и предварительным охлаждением

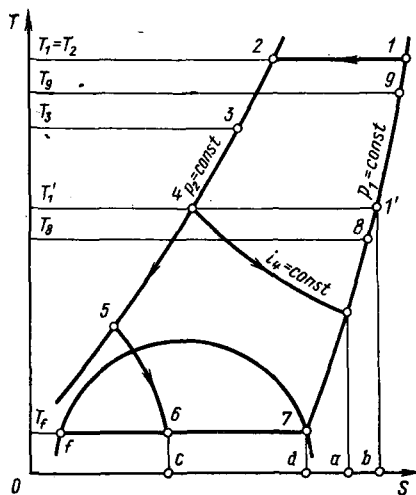


Рис. 10. Цикл высокого давления с однократным дросселированием и предварительным охлаждением

ствуют температуре кипения жидкого гелия 4,2 К, а при $p_1 < 0,1$ МПа можно достичь температур 0,8 ... 1 К. Цикл основан на свойстве реальных газов увеличивать изотермический эффект дросселирования с понижением температуры.

Гелий, водород и неон при $T_1 = 293$ К имеют отрицательное значение изотермического эффекта дросселирования и только после охлаждения их до температур ниже температуры инверсии $\Delta i_T = i_1 - i_2 > 0$. Чтобы изотермический эффект дросселирования представлял практический интерес, гелий должен быть охлажден до температур ниже 20 К, а водород и неон до 80 К и ниже, тогда как верхние температуры инверсии этих газов значительно выше.

Принципиальная схема цикла высокого давления с предварительным охлаждением приведена на рис. 9. Газ, сжатый в компрессоре КМ, с высоким давлением p_2 проходит холодильник АТ1, в котором охлаждается водой до температуры $T_2 = T_1$, затем предварительный теплообменник АТ2 и охлаждается до температуры T_3 обратным потоком. Проходя через испаритель АТ3, газ охлаждается до температуры T_4 кипящим в испарителе криоагентом. Для установок разделения воздуха криоагентом может быть аммиак или фреон, для водородных и гелиевых ожижителей применяют, например, жидкий азот, кипящий при атмосферном давлении или в вакууме. После испарителя газ проходит через теплообменник АТ4 и дроссельный вентиль ВН1, где расширяется до давления p_1 . Расширенный холодный газ, прошедший теплообменники АТ4 и АТ2 вновь поступает в компрессор КМ. Частично сжиженный после дросселя ВН1 газ накапливается в сборнике АК; отсюда жидкость сливается через вентиль ВН2. Испаритель АТ3 размещают между предварительным

теплообменником $AT2$ и теплообменником $AT4$, чтобы полнее использовать холод расширенного в дросселе $BH1$ газа (обратного потока). Если исключить предварительный теплообменник, то обратный поток будет нагреваться только до температуры T_8 и значительная часть холода останется неиспользованной.

Небольшая дополнительная затрата энергии в аммиачной холодильной установке или энергетические затраты, связанные с вводом в испаритель $AT3$ жидкого азота, покрываются увеличением холодопроизводительности, и экономичность цикла возрастает.

Процессы цикла приведены на рис. 10. Сжатие и охлаждение газа в компрессоре и холодильнике представлены как изотермический процесс 1—2. Охлаждение сжатого газа в предварительном теплообменнике 2—3 происходит за счет нагревания обратного потока 8—9. В теоретическом цикле при отсутствии потерь от недорекуперации процесс нагревания обратного потока в теплообменнике $AT2$ происходил бы из состояния $1'$ до 1. Охлаждение газа в испарителе кипящим криоагентом происходит в диапазоне температур T_3 и T_1 (3—4). Дальнейшее понижение температуры прямого потока осуществляется в теплообменнике $AT4$ (4—5) путем нагревания обратного потока из состояния в точке 7 до точки 8 для рабочего цикла или до точки $1'$ при условии полной рекуперации холода. В результате дросселирования сжатого газа (5—6) достигается температура T_f , при которой сжиженный газ (состояние в точке f) может выдаваться потребителю. Если жидкий продукт полностью испаряется в установке за счет подвода к нему тепла от охлаждаемого объекта, то она работает в рефрижераторном режиме по замкнутому циклу (количества прямого и обратного потоков равны). В случае отбора из установки X кг жидкого продукта цикл будет не полностью замкнутым, так как часть сжиженного продукта выводится из сборника AK через вентиль $BH2$. Количество расширенного газа (обратного потока), проходящего через теплообменники $AT4$ и $AT2$, уменьшится на величину отведенного жидкого продукта.

Уравнение холодопроизводительности. При установившемся режиме работы установки и получении холода на уровне температуры T_f (без отвода сжиженного газа) при наличии потерь холода от недорекуперации и в окружающую среду полезную холодопроизводительность определяют следующим образом.

Рассмотрим часть схемы (см. рис. 9), ограниченную контуром a .

Для 1 кг (или 1 кмоль) циркулирующего газа без отвода жидкости из сборника AK (вентиль $BH2$ закрыт) можно написать

$$i_4 + q_1 + q'_{\Delta T} + q''_{o.c} = (1 - X) i_{1'} + X i_f$$

$$\text{или } q_1 = i_{1'} - i_4 - q'_{\Delta T} - q''_{o.c},$$

где i_4 — энтальпия прямого потока газа на входе в теплообменник $AT4$ при температуре $T_{1'}$; $i_{1'}$ — энтальпия обратного потока газа на выходе из теплообменника $AT4$ при температуре $T_{1'}$; $q'_{\Delta T}$ — потери холода с обратным потоком из нижней ступени охлаждения (контур a), т. е. потери холода от недорекуперации в теплообменнике $AT4$, $q'_{\Delta T} = i_{1'} - i_8 = c_p (T_{1'} - T_8)$; $q''_{o.c}$ — приток тепла из окружающей среды к нижней ступени охлаждения (контур a).

Рассмотрим энергетический баланс всей установки с учетом предварительного охлаждения прямого потока в испарителе АТЗ. Для 1 кг циркулирующего газа

$$i_2 + q_1 + q_{\Delta T} + q_{o.c} = i_1 + q_a + X i_f,$$

где $q_{\Delta T}$ — потери холода от недорекуперации в теплообменнике АТ2; $q_{o.c}$ — приток теплоты из окружающей среды к верхней и нижней ступеням охлаждения, т. е. $q_{o.c} = q'_{o.c} + q''_{o.c}$; q_a — количество холода, вносимое криоагентом.

Перепишем последнее уравнение в следующем виде:

$$q_1 = (i_1 - i_2) + q_a - q_{\Delta T} - q_{o.c} = (i_1 - i_2) + q_a - \sum q_{п}.$$

Таким образом, полезная холодопроизводительность установки, работающей по циклу с дросселированием и промежуточным охлаждением, при установившемся рефрижераторном режиме численно равна сумме изотермического эффекта дросселирования (или понижению энтальпии рабочего тела при изотермическом сжатии его) и количества теплоты, отдаваемой рабочим телом кипящему в испарителе криоагенту, за вычетом потерь холода от недорекуперации и в окружающую среду.

Удельная работа, затрачиваемая в цикле, складывается из удельной работы сжатия газа в компрессоре l_k и удельной работы в цикле промежуточного охлаждения l_a : $l = l_k + l_a$.

В отличие от ранее рассмотренного цикла, где все потери холода компенсируются на низком температурном уровне T_f , введение промежуточного охлаждения позволяет не только увеличить изотермический эффект дросселирования, но и осуществить компенсацию потерь холода на двух температурных уровнях T_f и T_1 .

Рассмотрим часть схемы (см. рис. 9), ограниченную контуром а. Для 1 кг (или 1 кмоль) газа с отводом жидкости из сборника АК (вентиль ВН2 открыт):

$$i_4 + q_1 + (1 - X) q'_{\Delta T} + q''_{o.c} = (1 - X) i_1 + X i_f,$$

где q_1 — количество теплоты, подводимое к сборнику АК для испарения жидкости (для случая отвода жидкости из сборника $q_1 = 0$); $(1 - X)$ — обратный поток, проходящий на 1 кг газа; X — доля сжиженного газа.

Из уравнения энергетического баланса для нижней ступени цикла можно определить коэффициент сжижения

$$X = [(i_1 - i_4) - q'_{\Delta T} - q''_{o.c}] / [(i_1 - i_f) - q'_{\Delta T}].$$

§ 3. ЦИКЛЫ УСТАНОВОК С ДЕТАНДЕРАМИ

Цикл высокого давления с расширением газа в детандере. Все крупные воздухоразделительные и криогенные установки строятся по циклам с расширением газа в детандере (рис. 11, 12).

В таком цикле газ сжимается в компрессоре до 16 ... 20 МПа (процесс 1—2) и разделяется на два потока: первый поток М кг направляется в теплообменники АТ1, АТ2, в которых охлаждается (процессы 2—3 и 3—4), затем дросселируется (процесс 4—5), в виде

Рис. 11. Принципиальная схема цикла высокого давления с расширением газа в детандере

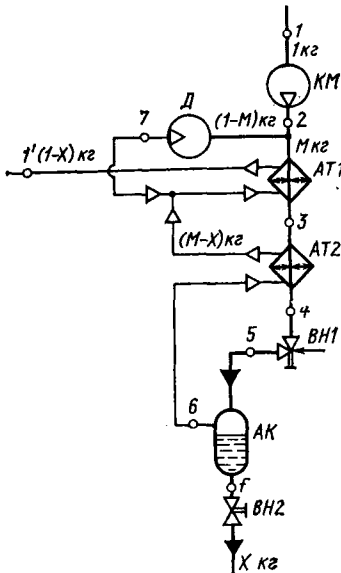
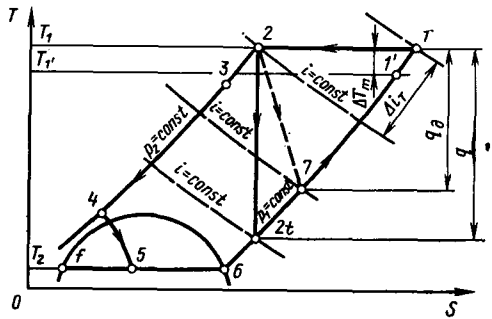


Рис. 12. Цикл высокого давления с детандером



паро-жидкостной смеси попадает в сборник АК; второй поток $(1-M)$ кг, расширившись в детандере до давления p_1 (процесс 2—7), присоединяется к обратному потоку $(M-X)$ кг и отдает свой холод прямому потоку в теплообменнике АТ1. Сжиженный газ X кг выводится из системы.

В цикле высокого давления с расширением газа в поршневом детандере, который установлен на теплом потоке, воздух высокого давления предварительно не охлаждается в теплообменнике до поступления в детандер, как в цикле среднего давления. Детандер работает при высоких температурах, поэтому отпадают многие затруднения, связанные с работой этой машины при низких температурах.

Холодопроизводительность и тепловой баланс цикла высокого давления с расширением газа в детандере, КПД детандера. Если бы в цикле дросселировалось все количество воздуха от p_2 до p_1 , то, как и в цикле с однократным дросселированием, холодопроизводительность $\Delta i_T = i_1 - i_2$. Однако часть воздуха $(1-M)$ кг расширяется в детандере, и получается дополнительный холод за счет совершения внешней работы, равной $(1-M) q_d$, где $q_d = i_2 - i_7$. Следовательно, общая холодопроизводительность цикла

$$Q = \Delta i_T + q_d = i_1 - i_2 + (1-M)(i_2 - i_7).$$

Действительный перепад теплоты в детандере ниже теоретического (изэнтропного) перепада теплоты q_S в связи с наличием в машине потерь. В идеальном случае процесс расширения газа в детандере изэнтропный 2—2_T с перепадом теплоты $q_S = i_2 - i_{2T}$, в действительности из-за потерь $q_d = i_2 - i_7$. При КПД детандера $\eta_{ад}$ действительный теплоперепад $q_d = q_S \eta_{ад}$.

Составим уравнение теплового баланса для определения количества сжижаемого газа X (см. рис. 11 и 12). При установившемся режиме энергия, подведенная к системе в точке 2, должна равняться отводимой из системы энергии. Количество подведенной теплоты равно $i_2 \cdot 1$, а отводимой с жидким газом — $i_f X$. Количество отводимой из теплообменника $AT1$ теплоты равно $i_1 (1 - X)$. Внешняя работа, производимая детандером, составляет $(1 - M) q_d$.

Таким образом, в случае отсутствия тепловых потерь уравнение теплового баланса имеет вид $i_2 = X i_f + (1 - X) i_1 + (1 - M) q_d$. Решая это уравнение, получаем

$$X = \frac{i_1 - i_2 + (1 - M) q_d}{i_1 - i_f} = \frac{i_1 - i_2 + (1 - M) q_d \eta_{ад}}{i_1 - i_f}.$$

Количество сжиженного газа определяется значением следующих характеристик: разностью энтальпий расширенного и сжатого газа на теплом конце теплообменника $AT1$ (как и в цикле с дросселированием); перепадом теплоты в детандере и количеством газа, поступающего в детандер.

Составим уравнение теплового баланса с учетом потерь холода в окружающую среду и от недорекуперации на теплом конце теплообменника $AT1$. Подводится теплота i_2 прямым потоком в точке 2 (см. рис. 11) и $q_{o.c}$ из окружающей среды. Отводится теплота $X i_f$ с сжиженным газом, а также $(1 - X) i_1$ из теплообменника $AT1$. Внешняя работа, производимая детандером, равна $(1 - M) q_d$. С учетом потерь уравнение теплового баланса имеет вид

$$i_2 + q_{o.c} = X i_f + (1 - X) i_1 + (1 - M) q_d$$

или, учитывая, что $i_1 - i_1' = q_{\Delta T} = c_p \Delta T_m$, $i_2 + q_{o.c} = X i_f + (1 - X) (i_1 - q_{\Delta T}) + (1 - M) q_d$.

Решая это уравнение, получаем

$$\begin{aligned} X &= \frac{i_1 - i_2 + (1 - M) q_d - q_{\Delta T} - q_{c.c.}}{i_1 - i_f - q_{\Delta T}} = \\ &= \frac{i_1 - i_2 + (1 - M) q_d \eta_{ад} - q_{\Delta T} - q_{c.c.}}{i_1 - i_f - q_{\Delta T}}. \end{aligned}$$

Цикл среднего давления с расширением газа в детандере (рис. 13, 14). Сжатый до 2 ... 4 МПа газ после компрессора KM в состоянии, характеризуемом точкой 2, поступает в предварительный теплообменник $AT1$, в котором охлаждается до температуры T_3 (процесс 2—3) и затем разделяется на два потока. Первый поток газа M кг направляется последовательно в детандерный $AT2$ и основной $AT3$ теплообменники, в которых охлаждается (процессы 3—5 и 5—6) до температуры T_6 , дросселируется (процесс 6—7) и в виде парожидкостной смеси попадает в сборник АК. Полученная после дросселирования жидкость в количестве X кг выводится в состоянии, характеризуемом точкой f , как продукт, а пары в состоянии, характеризуемом точкой 8, поступают сначала в теплообменник $AT3$, а затем в теплообменники $AT2$ и $AT1$. Проходя через эти аппараты, расширенный

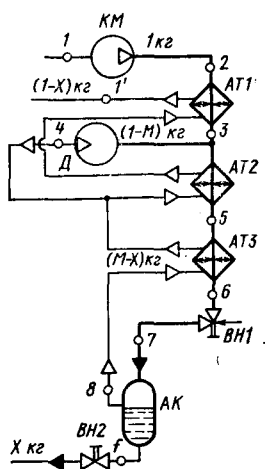


Рис. 13. Принципиальная схема цикла среднего давления с расширением газа в детандере

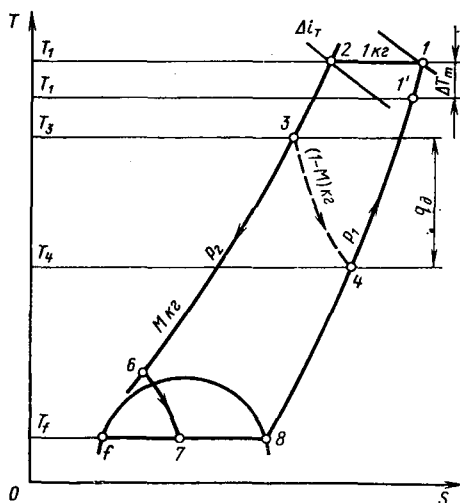


Рис. 14. Процессы цикла среднего давления с расширением газа в детандере

газ нагревается до температуры T_1' , охлаждая при этом прямой поток (сжатый газ). Второй поток сжатого газа $(1-M)$ кг из теплообменника $AT1$ поступает в детандер D , в котором расширяется, совершая внешнюю работу (процесс $3-4$). Охлажденный в детандере до температуры T_4 газ присоединяется к обратному потоку $(M-X)$ в точке 4 и отдает свой холод прямому потоку.

Таким образом, в цикле среднего давления с расширением газа в детандере, как и в циклах с простым дросселированием и предварительным охлаждением, имеется дополнительное охлаждающее устройство. Различие состоит в том, что охлаждению подвергается лишь часть газа и не используется холодильный цикл с другим рабочим телом. Охлаждение достигается самим сжатым газом.

Тепловой баланс установки. При идеальных условиях теплота, отнимаемая от сжатого газа (прямой поток) в теплообменниках $AT1$, $AT2$, $AT3$, равна теплоте, передаваемой обратному потоку. От прямого потока в теплообменнике $AT1$ отбирается теплота, равная $i_2 - i_3$, а в теплообменниках $AT2$ и $AT3$ — $M(i_3 - i_6)$. Таким образом, общее количество отводимой теплоты составляет $(i_2 - i_3) + M(i_3 - i_6)$. Обратному потоку передается теплота $(M - X)(i_4 - i_8)$ в теплообменнике $AT3$ и $(1 - X)(i_1 - i_4)$ в теплообменниках $AT2$, $AT1$. Общее количество передаваемой обратному потоку теплоты равно $(M - X)(i_4 - i_8) + (1 - X)(i_1 - i_4)$. Приравниваем количество отнимаемой теплоты к количеству передаваемой:

$$\begin{aligned} (i_2 - i_3) + M(i_3 - i_6) &= \\ &= (M - X)(i_4 - i_8) + (1 - X)(i_1 - i_4). \end{aligned}$$

Решая это уравнение, получаем

$$X = \frac{(i_1 - i_2) + (1 - M)(i_3 - i_4) + M(i_6 - i_8)}{i_1 - i_6}.$$

Цикл низкого давления с расширением газа в турбодетандере.
Холодильный цикл, разработанный академиком П. Л. Капицей в 1939 г., основан на применении воздуха низкого давления и получении необходимого количества холода только за счет расширения этого воздуха в воздушном турбодетандере с производством внешней работы.

Сжатый в турбокомпрессоре *КМ* до $p_2 = 0,65$ МПа воздух (рис.15, 16) в состоянии, характеризуемом точкой 2, поступает в один из регенераторов *АТ1*, в котором охлаждается (процесс 2—3) и очищается от двуокиси углерода и влаги, оставляя эти примеси на насадке регенератора. За регенератором *АТ1* очищенный и охлажденный до температуры T_3 воздух делится на два потока: 90 ... 95 % воздуха $(1 - M)$ направляется в турбодетандер *Д*, в котором расширяется до давления $p_1 = 0,13$ МПа (процесс 3—4), вторая, меньшая часть воздуха M охлаждается и конденсируется в детандерном теплообменнике *АТ3* (процесс 3—5—6) и направляется в сборник *АК1*. Расширенный воздух из турбодетандера *Д* в состоянии, характеризуемом точкой 4, поступает в теплообменник *АТ3*, в котором подогревается до температуры T_8 , затем во второй регенератор *АТ2*. Жидкость из сборника *АК1* через вентиль *ВН1* дросселируется в сборник *АК2* (процесс 6—7), при этом давление понижается от p_2 до p_1 . Продукт в количестве X отводится из сборника *АК2*, а об-

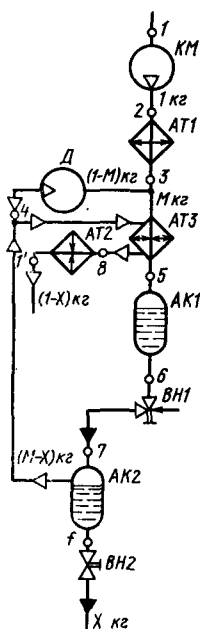
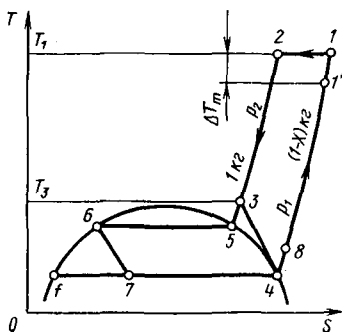


Рис. 15. Принципиальная схема цикла низкого давления с расширением газа в турбодетандере

Рис. 16. Процессы цикла низкого давления с расширением газа в турбодетандере



разовавшийся при дросселировании пар ($M - X$) присоединяется к потоку воздуха после турбодетандера Д.

Особенностью и преимуществом цикла является возможность использования турбомашин, регенераторов и пластинчатых теплообменников. В результате воздух не загрязняется парами масла и не требуется специальной аппаратуры для осушки и очистки его от двуокиси углерода. Использование турбомашин позволяет при прочих равных условиях улучшить энергетические показатели (адиабатный КПД турбодетандера достигает 0,77 ... 0,85) процесса низкого давления; применение регенератора позволяет сделать установки более компактными (установка должна иметь не менее двух регенераторов, которые через короткий промежуток времени переключаются) и снизить эксплуатационные расходы.

Тепловой баланс и определение коэффициента сжижения. Как и в предыдущих циклах с расширением воздуха в детандере, холодопроизводительность $Q = \Delta i_T + q_d = i_1 - i_2 + (1 - M)(i_3 - i_4)$. Составим уравнение теплового баланса для определения количества сжижаемого воздуха X (см. рис. 15 и 16).

При установившемся режиме энергия, подводимая к системе в точке 2, равна энергии, отводимой из системы. Количество подводимой теплоты равно $i_2 \cdot 1$, а отводимой с продуктом — $i_f X$. Количество отводимой из регенератора АТ2 теплоты составляет $i_1(1 - X)$. Внешняя работа, производимая детандером, равна $(1 - M)q_d$.

Таким образом, при отсутствии тепловых потерь уравнение теплового баланса имеет вид $i_2 = Xi_f + (1 - X)i_1 + (1 - M)q_d$. Решая это уравнение, получаем

$$X = \frac{i_1 - i_2 + (1 - M)q_d}{i_1 - i_f} = \frac{i_1 - i_2 + (1 - M)q_S \eta_{ад}}{i_1 - i_f}.$$

С учетом потерь холода в окружающую среду и от недорекуперации на теплом конце регенераторов коэффициент сжижения

$$\begin{aligned} X &= \frac{i_1 - i_2 + (1 - M)q_d - q_{\Delta T} - q_{о.с.}}{i_1 - i_f - q_{\Delta T}} = \\ &= \frac{i_1 - i_2 + (1 - M)q_S \eta_{ад} - q_{\Delta T} - q_{о.с.}}{i_1 - i_f - q_{\Delta T}}. \end{aligned}$$

Количество воздуха M , идущего в детандерный теплообменник, не может быть меньше αX , т. е. $M \geq \alpha X$, где α — коэффициент, учитывающий испарение при дросселировании жидкости, $\alpha = 1,25$. Тогда последняя формула принимает вид

$$X = \frac{i_1 - i_2 + (1 - \alpha X)q_S \eta_{ад} - q_{\Delta T} - q_{о.с.}}{i_1 - i_f - q_{\Delta T}}.$$

Цикл с расширением воздуха в детандере и предварительным охлаждением. Для уменьшения расхода энергии в циклах глубокого охлаждения необходимо, комбинируя отдельные процессы, создать цикл с возможно малой необратимостью, который в то же время был бы достаточно простым, чтобы внедрить его в производство. Малой

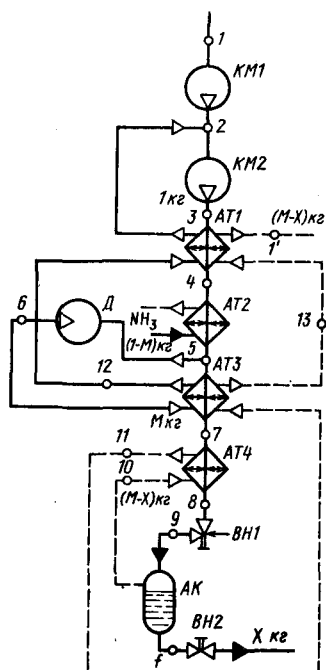
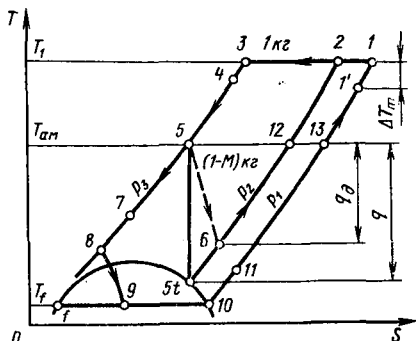


Рис. 17. Принципиальная схема цикла с расширением газа в детандере и предварительным охлаждением

Рис. 18. Процессы цикла с расширением газа в детандере и предварительным охлаждением



необратимостью отличается каскадный метод охлаждения. Однако он требует для работы установки нескольких холодильных агентов.

Сочетая известные процессы, можно составить достаточно простые циклы, которые по экономичности приближаются к циклам с каскадным методом охлаждения и значительно превосходят циклы среднего и высокого давления с расширением воздуха в детандере. Одной из предпосылок экономичности является применение криоагента для предварительного охлаждения газа, что позволяет создать цикл на более низком температурном уровне (рис. 17, 18).

Газ, сжатый в компрессоре $KM2$ до 20 МПа, охлаждается в предварительном $AT1$ (процесс 3—4), аммиачном $AT2$ (процесс 4—5) теплообменниках и разделяется на два потока. Первая часть газа M кг охлаждается в детандерном $AT3$ (процесс 5—7) и основном $AT4$ (процесс 7—8) теплообменниках и дросселируется (процесс 8—9) через вентиль $BН1$ в сборник AK . Вторая часть газа (1 — M) кг попадает в детандер D , в котором расширяется до давления 1 МПа (процесс 5—6), затем возвращается через детандерный $AT3$ и предварительный $AT1$ теплообменники в компрессор $KM2$, где соединяется с первой частью газа, сжатого в компрессоре $KM1$. После дросселирования сжатого газа от p_3 до p_1 в сосуде AK собирается продукт, отводимый к количеству X кг потребителю, а насыщенные пары $(M - X)$ кг охлаждают прямой поток в теплообменниках $AT4$, $AT3$ и $AT1$. Холодопроизводительность цикла

$$Q = M (i_{13} - i_5) + (1 - M) (i_{12} - i_5) + (1 - M) q_{\text{ад}},$$

где $i_{13}-i_5$ — изотермный эффект дросселирования с p_3 до p_1 при температуре аммиака $T_{ам}$; $i_{12}-i_5$ — изотермный эффект дросселирования с p_3 до p_2 при $T_{ам}$; $q_S = i_5 - i_{5T}$ — теоретический перепад теплоты воздуха при расширении в детандере с p_3 до p_2 при температуре перед детандером $T_{ам}$; $\eta_{ад}$ — КПД детандера.

Количество сжиженного газа с учетом потерь холода от недоохлаждения и в окружающую среду

$$X = \frac{M(i_{13} - i_5) + (1 - M)[(i_{12} - i_5) + q_S \eta_{ад}] - q_{ΔT} - q_{o.c.}}{i_{13} - i_f - q_{ΔT}}$$

§ 4. КОМБИНИРОВАННЫЕ ЦИКЛЫ

При создании крупных установок с большой холодопроизводительностью в основном используют комбинированные циклы с несколькими ступенями охлаждения и агрегаты с высокими КПД. Рассмотрим некоторые из них.

Цикл двух давлений с расширением воздуха в детандерах низкого и высокого давлений и дросселированием (рис. 19 и 20). Газ низкого давления в количестве 1 кг сжимается в компрессоре $KM1$ до давления $p_2 = 0,65$ МПа (процесс 1—2) и в состоянии, характеризуемом точкой 2, разделяется на две части. Первая M_n направляется в теплообменник $AT1$, в котором охлаждается (процесс 2—9) до температуры T_9 , и далее — в турбодетандер $Д1$, где расширяется до давления p_1 (процесс 9—8). Из турбодетандера $Д1$ газ поступает в межтрубное пространство теплообменника $AT3$, охлаждая прямой поток, выходящий из компрессора $KM2$. Вторая часть (1 — M_n) сжимается в компрессоре высокого давления $KM2$ до давления $p_3 =$

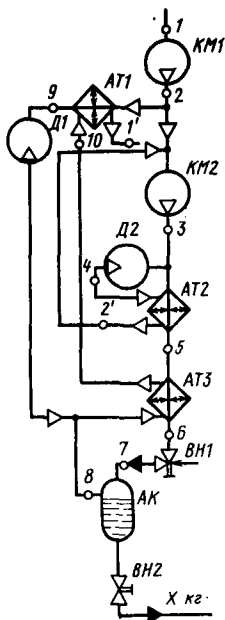
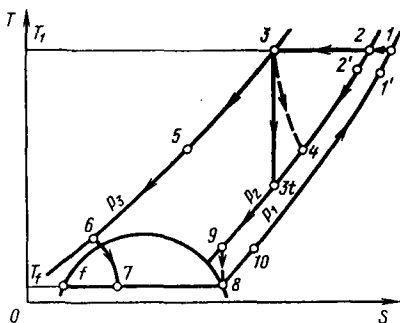


Рис. 19. Принципиальная схема цикла двух давлений с расширением газа в детандерах низкого и высокого давлений и дросселированием

Рис. 20. Процессы цикла двух давлений с расширением газа в детандерах низкого и высокого давлений и дросселированием



= 16 ... 20 МПа и в состоянии, характеризуемом точкой 3, в свою очередь, делится на два потока. Дроссельный поток $(1 - M_n) M$ охлаждается последовательно в теплообменниках $AT2$ (процесс 3—5) и $AT3$ (процесс 5—6) до температуры T_6 , а детандерный поток $(1 - M_n)(1 - M)$ направляется в детандер высокого давления $D2$.

Детандерный поток после расширения (процесс 3—4) в состоянии, характеризуемом точкой 4, проходит межтрубное пространство теплообменника $AT2$ и снова поступает в компрессор $KM2$ на сжатие. Дроссельный поток в состоянии, характеризуемом точкой 6, дросселируется в вентиле $BH1$ (процесс 6—7) и затем направляется в сборник AK . Образовавшаяся жидкость в состоянии, характеризуемом точкой f , является продуктом и в цикл не возвращается, а пары в состоянии, характеризуемом точкой 8, поступают в межтрубное пространство теплообменника $AT3$, предварительно смешиваясь с потоком, выходящим из турбодетандера $D1$.

В детандерном холодильном цикле низкого давления используются теплообменник $AT1$ и турбодетандер $D1$, через которые проходит прямой поток (процессы 2—9 и 9—8), а также теплообменники $AT3$ и $AT1$ на линии обратного потока (процессы 8—10 и 10—1).

Холодопроизводительность цикла

$$Q = i_1 - i_2 + M_n q'_d + (1 - M_n)(i_2 - i_3) + (1 - M_n)(1 - M) q''_d = \\ = i_1 - i_2 + M_n q'_d + (1 - M_n)[(i_2 - i_3) + (1 - M) q''_d],$$

где $q'_d = i_9 - i_8$ — действительный перепад теплоты потока воздуха при расширении в турбодетандере $D1$; $q''_d = i_3 - i_4$ — действительный перепад теплоты потока воздуха при расширении в детандере высокого давления $D2$.

Цикл среднего давления с расширением воздуха в турбодетандере и циркуляционным холодильным циклом. Для получения больших количеств жидких продуктов разделения воздуха в НПО «КРИО-ГЕНМАШ» разработана установка КЖАЖААрж-6, технологическая схема которой базируется на воздушном холодильном цикле среднего давления, дополненном азотным холодильным циркуляционным циклом также среднего давления. Потери холода в установке покрываются за счет ступенчатого расширения основного количества циркуляционного азота в детандерных ступенях, работающих на трех температурных уровнях, расширения большей части воздуха в воздушном одноступенчатом турбодетандере и введения предварительного охлаждения части циркуляционного азота и воздуха с помощью криоагента, поступающего из холодильной станции. Комплексная очистка всего перерабатываемого воздуха от примесей влаги, двуокиси углерода и углеводородов осуществляется на синтетических цеолитах.

Принципиальная схема и процессы цикла среднего давления с расширением воздуха в турбодетандере и циркуляционным холодильным циклом приведены на рис. 21 и 22 (а, б). Воздух, сжатый в турбокомпрессоре $KM1$ до 3,3 МПа (процесс 1—2), в количестве 1 кг охлаждается в теплообменнике-ожижителе $AT1$ (процесс 2—3) до температуры $T_3 = 278$ К и поступает в блок комплексной очи-

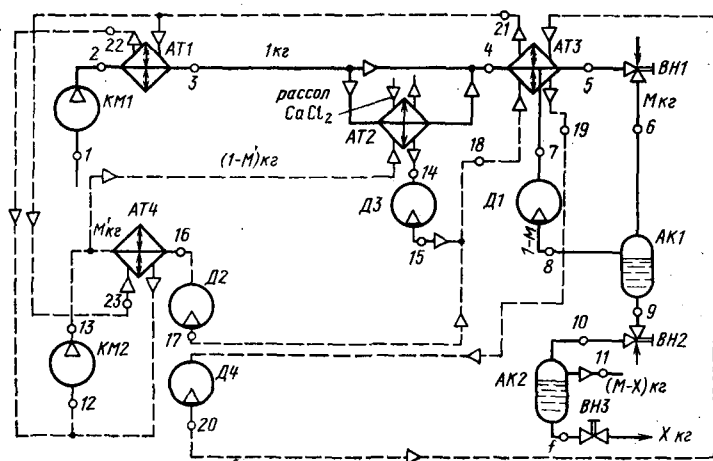


Рис. 21. Принципиальная схема цикла среднего давления с расширением газа в турбодетандере и циркуляционным холодильным циклом

стки, откуда направляется в блок теплообменников $AT3$, предварительно смешавшись с частью воздуха, охлажденного в теплообменнике $AT2$ (процесс 3—4). Охлажденный до температуры $T_7 = 150^\circ\text{K}$ воздух делится на два потока. Основной поток $(1 - M)$ кг расширяется в воздушном турбодетандере $Д1$ (процесс 7—8) до давления в нижней колонне, охлаждаясь при этом до состояния насыщения (точка 8). Другой поток M кг полностью проходит теплообменник

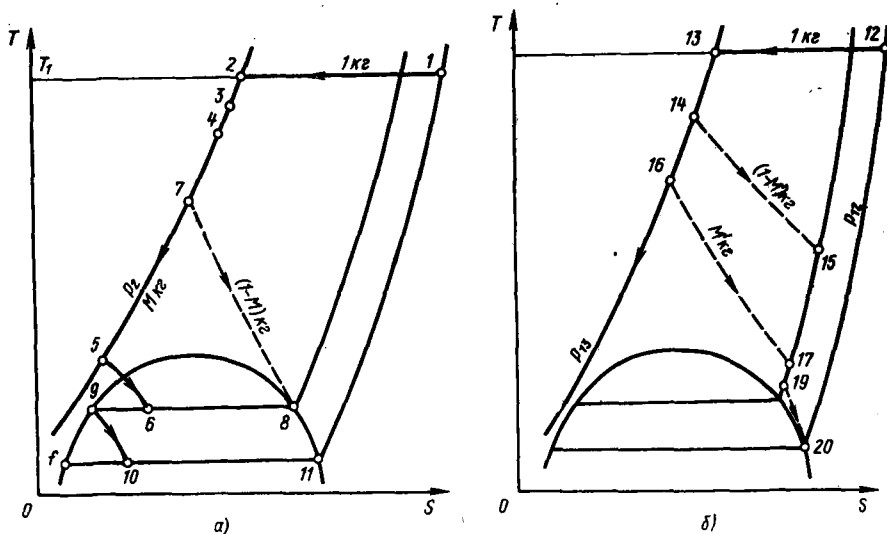


Рис. 22. Процессы цикла среднего давления с расширением газа в турбодетандере и циркуляционным холодильным циклом:

а — воздушная ветвь; б — азотная ветвь

АТЗ, ожижается в нем и дросселируется в нижнюю колонну (процесс 5—6) блока разделения воздуха.

Продукты разделения воздуха X кг выдаются потребителю в жидком виде. Газообразный азот ($M - X$) кг из блока разделения воздуха направляется также в виде продукта потребителю. В циркуляционном холодильном цикле азот расширяется в двух турбодетандерах. Циркуляционный азот (1 кг), сжатый в азотном турбокомпрессоре *КМ2* до давления 3,3 МПа (процесс 12—13), разделяется на два потока. Первый (основная часть) M' кг после охлаждения до температуры $T_{16} = 200$ К в теплообменнике *АТ4* (процесс 13—16) расширяется до давления 1 МПа в первой ступени двухступенчатого турбодетандера *Д2* (процесс 16—17) и направляется для дальнейшего охлаждения в блок теплообменников *АТЗ*. Второй поток ($1 - M'$) кг охлаждается в теплообменнике *АТ2* (где в качестве криоагента используется водный раствор хлористого кальция, поступившего из фреоновой холодильной станции) и направляется в турбодетандере *Д3* (процесс 14—15) азот направляется для дальнейшего охлаждения также в блок теплообменников *АТЗ* и затем смешивается с основным потоком циркуляционного азота. Весь циркуляционный азот в количестве 1 кг, окончательно охлажденный в блоке теплообменников *АТЗ*, направляется на расширение во вторую ступень азотного турбодетандера *Д4* (процесс 19—20), где его давление снижается с 1,0 до 0,13 МПа, и возвращается в качестве обратного потока через теплообменники *АТЗ*, *АТ1* и *АТ4* во всасывающий коллектор компрессора *КМ2*.

Холодопроизводительность цикла

$$Q = (1 - M) q_{S\eta_{ад}} + (i_1 - i_2) + M' q_{S\eta_{ад}} + (1 - M') q_{S\eta_{ад}} + q_{S\eta_{ад}}'' + q_{фр} + (i_{12} - i_{13}),$$

где $(1 - M) q_{S\eta_{ад}}$ — холодопроизводительность воздушного турбодетандера; $(i_1 - i_2)$ — изотермный эффект дросселирования воздуха; $M' q_{S\eta_{ад}}$ — холодопроизводительность первой ступени двухступенчатого азотного турбодетандера; $(1 - M') q_{S\eta_{ад}}$ — холодопроизводительность одноступенчатого азотного турбодетандера; $q_{S\eta_{ад}}''$ — холодопроизводительность второй ступени двухступенчатого азотного турбодетандера; $q_{фр}$ — холодопроизводительность фреоновой холодильной станции; $i_{12} - i_{13}$ — изотермный эффект дросселирования азота с 3,3 до 0,1 МПа.

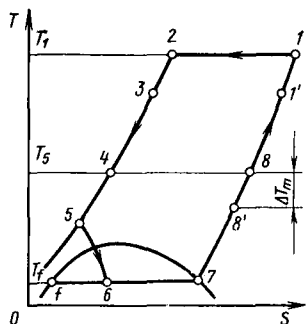
В приведенном цикле потери холода связаны с выводом продуктов разделения воздуха в жидком виде (кислород, азот, аргон) и с теплотой сжижения влаги в теплообменнике-ожижителе *АТ1*, имеются потери от недорекуперации и в окружающую среду.

Циклы сжижения водорода и гелия. Специфика сжижения водорода и гелия заключается в том, что эти газы имеют очень низкие температуры конденсации (20,4 и 4,2 К) при атмосферном давлении и очень малую теплоту испарения. В связи с тем что у этих газов температура инверсии ниже температуры окружающей среды, применение предварительного охлаждения в таких установках является необходимым.

Циклы для получения жидкого водорода (с дросселированием, с расширением в детандере, комбинированные и каскадные циклы). Методы сжижения водорода базируются главным образом на двух широко известных процессах: дросселировании сжатого газа и изэнтропном расширении. Впервые жидкий водород получил Д. Дьюар в 1898 г. путем дросселирования предварительно охлажденного газа.

Принципиальная схема цикла сжижения водорода и процессы цикла приведены на рис. 23 и 24. Газообразный водород, сжатый в компрессоре *КМ* (процесс 1—2) до давления p_2 , охлаждается в теплообменнике *АТ1* (процесс 2—3) до температуры T_3 , затем

Рис. 23. Принципиальная схема цикла сжигания водорода методом дросселирования



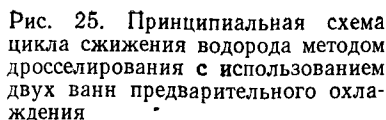
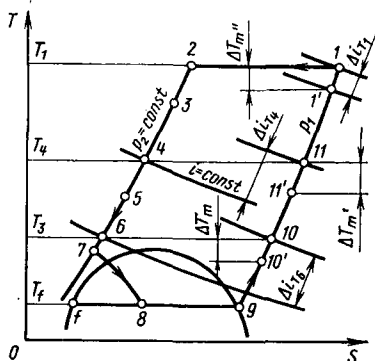


Рис. 26. Процессы цикла сжижения водорода методом дросселирования с использованием двух ванн предварительного охлаждения



Для сжижения водорода этим методом необходимо, чтобы $T_4 < T_{\text{инв}}$. Чем ниже температура предварительного охлаждения T_4 , тем выше коэффициент сжижения X и, следовательно, экономическая эффективность цикла. Наиболее подходящим криоагентом для предварительного охлаждения водорода является жидкий азот, кипящий в вакууме при температуре 65 К. Из уравнения теплового баланса можно определить коэффициент сжижения $X = (i_8 - i_4)/(i_8 - i_f)$. Термодинамически более рациональной является схема с двумя уровнями предварительного охлаждения (рис. 25 и 26). В ванне $AT2$ азот кипит при атмосферном давлении ($T = 80$ К), а в $AT4$ — в вакууме ($T = 65$ К). Такой цикл позволяет уменьшить расход азота.

32

характеризуемом точкой 4, прямой поток водорода направляется для дальнейшего охлаждения в теплообменник средней зоны $AT3$ (процесс 4—5), затем в ванну вакуумного азота $AT4$ (процесс 5—6) и теплообменник холодной зоны $AT5$ (процесс 6—7). В теплообменнике $AT3$ прямой поток охлаждается обратным потоком водорода, идущего из сборника AK и прошедшего межтрубное пространство теплообменника $AT5$, а также парами вакуумного азота, которые откачиваются вакуумным насосом $HВ$ из ванны $AT4$. Охлажденный в теплообменнике $AT5$ до температуры T_7 прямой поток дросселируется (процесс 7—8) в сборник AK . Жидкость в количестве X кг в виде продукта отбирается, а оставшиеся пары $(1-X)$ кг возвращаются в цикл.

Определим материальные и тепловые потоки нижней ступени цикла. В нижнюю ступень входят теплообменник $AT5$ и сборник AK . При установившемся режиме количество вносимой энергии в точке 6 должно равняться энергии, отводимой из нижней ступени цикла. Количество подведенной теплоты равно $i_6 \cdot 1$. Отводится теплота $i_f X$ из сборника AK с жидким продуктом и $i_{10} (1-X)$ из теплообменника $AT5$. Таким образом, при отсутствии тепловых потерь уравнение теплового баланса имеет вид $i_6 = X i_f + (1-X) i_{10}$. Откуда

$$X = (i_{10} - i_6) / (i_{10} - i_f).$$

Исходя из тех же соображений, составим уравнение теплового баланса для нижней ступени с учетом потерь. Количество подведенной теплоты прямым потоком в точке 6 равно i_6 , кроме того, подводится теплота $q_{o.c}$ из окружающей среды. Отводится теплота $X i_f$ с жидким продуктом и $(1-X) i_{10}$ из теплообменника $AT5$ обратным потоком. Итак, уравнение имеет вид $i_6 + q_{o.c} = X i_f + (1-X) i_{10}$. Учитывая, что $i_{10} - i_{10'} = q_{\Delta T} = c_p \Delta T_T$, уравнение теплового баланса можно переписать так:

$$i_6 + q_{o.c} = X i_f + (1-X) (i_{10} - q_{\Delta T}).$$

Решая это уравнение, получим

$$X = \frac{i_{10} - i_6 - q_{\Delta T} - q_{o.c}}{i_{10} - i_f - q_{\Delta T}} = \frac{\Delta i_{T_6} - q_{\Delta T} - q_{o.c}}{i_{10} - i_f - q_{\Delta T}}.$$

Помимо дросселирования с предварительным охлаждением для сжижения водорода используют и другие циклы. Они более сложные, но в то же время термодинамически более эффективные. Это, например, циклы с расширением водорода в детандере (рис. 27 и 28). Рассмотрим схему и процессы цикла с расширением части прямого потока в детандере. Водород в количестве 1 кг, сжатый до 4 ... 5 МПа в компрессоре $KМ$ в состоянии, характеризуемом точкой 2, последовательно охлаждается в теплообменнике теплой зоны $AT1$ (процесс 2—3), ванне жидкого азота $AT2$ (процесс 3—4), теплообменнике средней зоны $AT3$ (процесс 4—5) и делится на два потока. Первый поток M кг проходит дальнейшее охлаждение в теплообменниках $AT4$ (процесс 5—6), $AT5$ холодной зоны (процесс 6—7) и дросселируется (процесс 7—8), а затем в виде парожидкостной

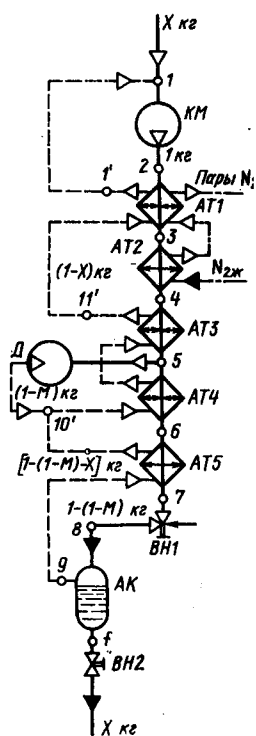
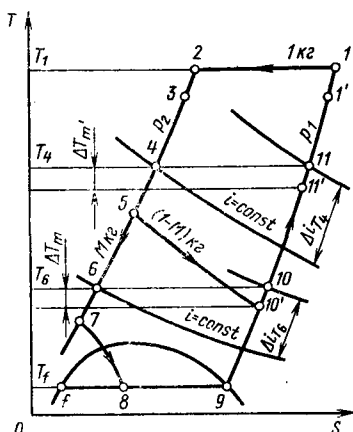


Рис. 27. Принципиальная схема цикла с расширением части прямого потока в детандере

Рис. 28. Процессы цикла с расширением части прямого потока в детандере



смеси попадает в сборник АК. Жидкость в количестве X кг выводится из цикла как продукт, а пары в состоянии, характеризуемом точкой 9, проходят теплообменники, охлаждая прямой поток водорода, и возвращаются во всасывающий коллектор компрессора КМ. Второй поток сжатого водорода $(1-M)$ кг расширяется в детандере Д (процесс 5—10') и с температурой $T_{10'} = 45 \dots 35$ К за детандером присоединяется к обратному потоку. Детандерные ступени нередко применяют в сложных циклах сжижения водорода, используемых в установках большой производительности.

Циклы для получения жидкого гелия (с дросселированием, с расширением в детандере, комбинированные и каскадные). Подобно жидкому водороду, жидкий гелий долгое время получали только в лабораторных условиях в небольших количествах. В настоящее время гелий широко используют в науке и технике, поэтому существует большое число гелиевых ожижителей и рефрижераторов, предназначенных для охлаждения сверхпроводящих систем, криогенных вакуум-насосов, квантовых генераторов, а также различных приборов и аппаратуры.

Впервые гелий был сжижен в Лейденской лаборатории Камерлинг-Оннесом в 1908 г., который применил метод дросселирования с предварительным охлаждением жидким водородом. Значительный вклад в разработку различных типов гелиевых ожижителей внесли

Д. Л. Капица, Ф. Симон, С. Коллинз. Несмотря на серьезные успехи, достигнутые в этой области, сжижение гелия продолжает оставаться одной из сложных задач криогенной техники, что, в частности, объясняется необходимостью иметь не менее трех ступеней каскада для рационального сжижения. Дросселирование предварительно охлажденного сжатого газа, а также адиабатное расширение с отдачей внешней работы являются основными методами сжижения гелия.

Применение дросселирования для сжижения гелия осложнено тем, что его температура инверсии очень низкая ($T_{\text{инв}} \approx 40 \text{ K}$), следовательно, для предварительного охлаждения гелия необходим жидкий водород. Для начального охлаждения применяют жидкий азот.

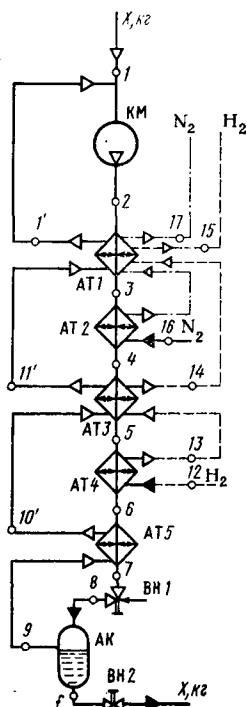


Рис. 30. Процессы цикла сжижения гелия методом дросселирования

щается в компрессор КМ. Во всасывающий коллектор компрессора постоянно добавляется X кг газообразного гелия.

Расчет цикла включает определение коэффициента сжижения X , удельного расхода энергии, а также необходимых количеств жидкого водорода и азота. Для нахождения этих величин составляют уравнения теплового баланса каждой из трех ступеней: I ступени в температурном интервале $T_2 \dots T_4$, II — в интервале $T_4 \dots T_6$, III — в интервале $T_6 \dots T_f$.

Коэффициенты сжижения находят по следующей формуле:

$$X = \frac{\Delta i_{T_6} - c_p \Delta T_{6-10'} + q_{0.c}}{i_{10} - i_f},$$

где Δi_{T_6} — изотермный эффект дросселирования; $c_p \Delta T_{6-10'}$ — потеря от недорекуперации, влияющая на X , обычно принимают

$$\Delta T_{6-10'} = 0,5 \dots 1 \text{ K}; q_{0.c} = 0,03 \dots 0,05 \Delta i_{T_6}.$$

Массу жидкого водорода определяют из уравнения теплового баланса II ступени:

$$M_{H_2} = \frac{X(i_{11} - i_{10}) + (q_{\Delta T} + q_{0.c})_{II}}{(i_{14} - i_{12})_{H_2}},$$

где $q_{\Delta T} = c_p \Delta T_{4-11}$, недорекуперация на уровне азотной ванны $\Delta T_{4-11} = 2 \dots 3 \text{ K}$.

Массу азота находят из уравнения теплового баланса I ступени

$$M_{N_2} = \frac{X(i_{11} - i_{1'}) + (q_{\Delta T} + q_{0.c})_I - M_{H_2}(i_{15} - i_{14})_{N_2}}{(i_{17} - i_{16})_{N_2}},$$

где $q_{\Delta T} = c_p \Delta T_{2-1'}$, недорекуперация на I ступени $\Delta T_{2-1'} = 10 \dots 15 \text{ K}$.

Удельная работа в этом цикле определяется работой компрессора, а также затратами удельной работы на производство жидких водорода и азота:

$$l = \frac{RT_1 \ln p_2/p_1}{\eta_{из} X} + M_{H_2} \frac{l_{H_2}}{X} + M_{N_2} \frac{l_{N_2}}{X},$$

где l_{H_2} и l_{N_2} — удельная работа, затраченная на сжижение водорода и азота соответственно.

Трехступенчатый цикл с предварительным охлаждением жидким криоагентом, расширением части потока в детандере и дросселированием, применяемый для сжижения водорода, также используют в ожижительных и рефрижераторных гелиевых установках. Первый гелиевый ожижитель с детандером был разработан П. Л. Капицей в 1934 г.

Прямой поток 1 кг и давлением p_2 (см. рис. 27 и 28) охлаждается обратным потоком в теплообменнике АТ1, ванне АТ2 криогенной жидкостью, теплообменнике АТ3 и в состоянии, характеризуемом точкой 5, разветвляется на две части. Одна часть $(1 - M)$ кг идет в детандер Д, где расширяется до давления p_1 , при этом температура и энтальпия снижаются, затем смешивается с обратным потоком, обеспечивая необходимую холодопроизводительность II ступени. Остав-

шаяся часть потока M кг охлаждается в детандерном теплообменнике AT_4 , затем поступает в дроссельную ступень и, пройдя теплообменник AT_5 , дросселируется в сборник AK от давления p_2 до давления p_1 и при этом частично сжижается. Жидкость в количестве X кг выводится, а обратный поток из сборника проходит теплообменник AT_5 и соединяется в точке $10'$ с детандерным потоком. Суммарный обратный поток $(M - X)$ кг проходит все теплообменники, подогревается до температуры T_1 и возвращается в компрессор. Дополнительно в компрессор поступает поток X кг, равный количеству отведенной жидкости. Для определения параметров в характерных точках цикла составляют уравнения тепловых балансов теплообменных аппаратов.

Совершенствование комбинированных циклов шло по пути увеличения числа детандеров. Существенный вклад в разработку таких

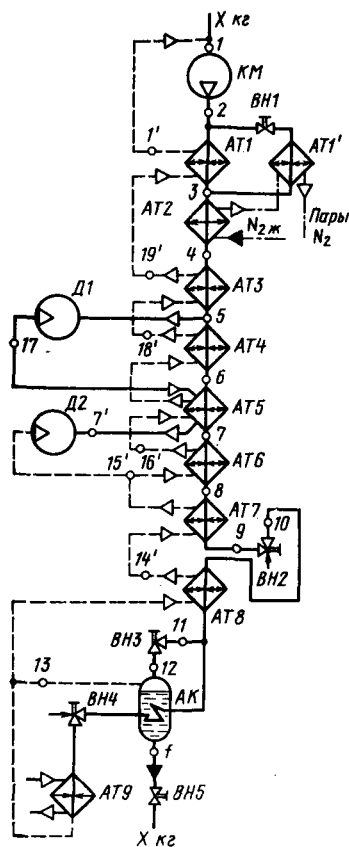


Рис. 31. Принципиальная схема цикла с предварительным охлаждением, расширением в турбодетандерах и дросселированием

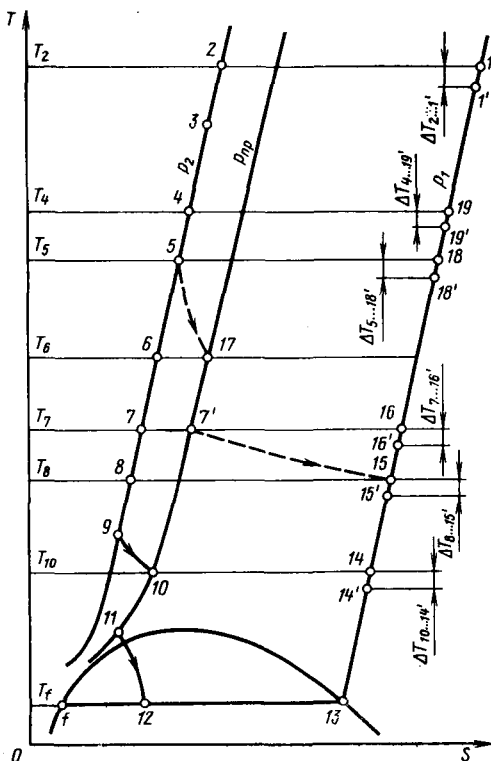


Рис. 32. Процессы цикла гелиевого сжижителя большой производительности (с каскадным расширением в турбодетандерах и предварительным охлаждением)

циклов сделал С. Коллинз, который предложил теоретический цикл с каскадным включением четырех детандеров и дросселированием.

Наибольшее распространение получил цикл с расширением гелия в двух детандерах, широко используемый для крупных гелиевых ожижителей и рефрижераторов. По такому циклу работает крупная отечественная гелиевая установка КГУ-250-4,5 в ожижительном и рефрижераторном режимах. Принципиальная схема и процессы цикла с предварительным охлаждением гелия, расширением его в турбодетандерах и дросселированием приведены на рис. 31 и 32.

Сжатый в компрессоре КМ до давления $p_2 = 1,6$ МПа гелий в количестве 1 кг двумя потоками проходит теплообменники АТ1 и АТ1' и ванну жидкого азота АТ2, в которых охлаждается от T_2 до T_4 . В теплообменнике АТ1' гелий охлаждается только парами азота. При работе в рефрижераторном режиме жидкий азот не используют и теплообменник АТ1' не работает. Пройдя дальнейшее охлаждение в теплообменнике АТ3 (процесс 4—5), прямой поток гелия в состоянии, характеризуемом точкой 5, делится на две части.

Первая часть (1 — М) кг идет в турбодетандер Д1, где расширяется от давления p_2 до давления $p_{пр} = 0,8$ МПа (процесс 5—17), и ее температура понижается до 38 К. Затем она охлаждается в теплообменнике АТ5, расширяется в турбодетандере Д2 от давления $p_{пр}$ до давления $p_1 = 0,12$ МПа (процесс 7'—15') с понижением температуры до $T_{15'} = 10$ К и поступает в обратный поток за теплообменником АТ6. Вторая часть гелия проходит охлаждение в теплообменниках АТ4 (процесс 5—6), АТ5 (процесс 6—7), АТ6 (процесс 7—8), АТ7 (процесс 8—9), дросселируется вентилем ВН2 от давления p_2 до давления 0,65 МПа, проходит теплообменник АТ8 и вторично дросселируется вентилем ВН3 до давления $p_1 = 0,13$ МПа (процесс 11—12).

Парожидкостная смесь направляется в сборник АК, из которого сжиженный гелий Х кг через вентиль ВН5 выводится из системы к потребителю в виде продукта, а несжиженный гелий (М — Х) кг — в виде обратного потока последовательно подогревается во всех теплообменниках, кроме АТ7' и АТ2, и возвращается во всасывающий коллектор компрессора КМ.

При рефрижераторном режиме поток М кг после охлаждения в теплообменнике АТ8 делится на две части: небольшая доля дросселируется в сборник АК вентилем ВН3, а большая часть, охладившись в змеевике сборника АК, через вентиль ВН4 идет к потребителю АТ9, там подогревается и, возвратившись, поступает в обратный поток теплообменника АТ8. При такой организации цикла в турбодетандеры поступает значительный поток гелия, что улучшает характеристики этих машин. Установка КГУ-250-4,5 перерабатывает 1200 м³/ч гелия, при этом сжимается 90 л/ч гелия; в рефрижераторном режиме холодопроизводительность установки равна 250 Вт.

ГЛАВА II

РАЗДЕЛЕНИЕ ВОЗДУХА И ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ АППАРАТЫ

§ 1. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ РАЗДЕЛЕНИЯ ВОЗДУХА

Состав воздуха. Атмосферный воздух представляет собой смесь нескольких газов (табл. 1), не связанных между собой химически.

Таблица 1

Газ	Концентрация, %		Температура кипения при атмосферном давлении, К
	объемная	массовая	
Кислород	20,946	23,139	90,18
Азот	78,084	75,521	77,36
Аргон	0,934	1,288	87,27
Неон	$1,818 \cdot 10^{-3}$	$1,267 \cdot 10^{-3}$	27,09
Гелий	$5,239 \cdot 10^{-4}$	$0,724 \cdot 10^{-4}$	4,21
Криптон	$1,14 \cdot 10^{-4}$	$3,29 \cdot 10^{-4}$	119,80
Ксенон	$0,86 \cdot 10^{-5}$	$0,39 \cdot 10^{-4}$	165,05
Двуокись углерода	$3,3 \cdot 10^{-2}$	$5,5 \cdot 10^{-2}$	216,4 (тройная точка)

Содержание редких газов в воздухе мало, однако в настоящее время их широко применяют в разных отраслях народного хозяйства. Поэтому, несмотря на малое содержание их в воздухе, при получении кислорода и азота их попутно извлекают, очищают от примесей и используют по назначению.

В последнее время возрос интерес к проблеме применения кислорода или воздуха, обогащенного кислородом (30 ... 40 % O_2), для интенсификации технологических процессов в черной и цветной металлургии, кислорода и азота в химической промышленности, кислорода для газопламенного бурения твердых пород, в микробиологии, для газовой сварки.

Атмосферный воздух содержит ряд примесей, вредных для процесса глубокого охлаждения: механические частицы (пыль, сажа и др.), пары воды, двуокись углерода, предельные и непредельные углеводороды, сероуглерод, окислы азота и др. От этих примесей воздух очищают в специальных устройствах перед подачей его в воздухоразделительный аппарат.

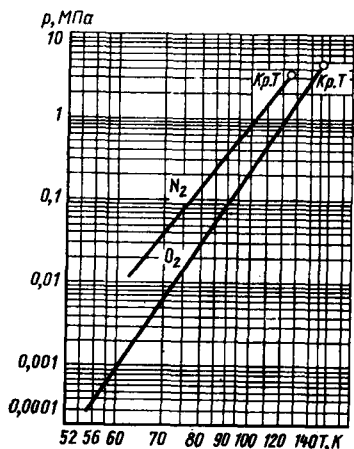


Рис. 33. Давление насыщенных паров азота и кислорода

Давление насыщенных паров кислорода и азота. Азот и кислород могут смешиваться друг с другом в любых соотношениях. Точка кипения жидкости, состоящей из смеси кислорода и азота, меняется в зависимости от содержания в ней кислорода и азота.

Давление и состав насыщенного пара, находящегося в равновесии с кислородно-азотной жидкостью, зависит от состава жидкости и температуры. Содержание кислорода в газовой фазе всегда значительно ниже содержания

его в жидкости, так как кислород и азот при одинаковой температуре имеют различные давления насыщенного пара. При одинаковой температуре давление насыщенных паров азота в несколько раз выше давления насыщенных паров кислорода (рис. 33). В жидкости всегда содержится больше кислорода, чем в паре, а в паре — больше азота, чем в жидкости. Другими словами, азот как более летучая часть жидкости переходит в пар в большем количестве, чем кислород, который остается преимущественно в жидкости.

Минимальная работа разделения газовых смесей. Воздух и другие газовые смеси разделяют на составные части разными методами. Промышленное значение для разделения воздуха на кислород, азот, аргон, криптон, ксенон, неон имеет метод низкотемпературной ректификации, основанный на различии составов находящихся в равновесии жидких и паровых смесей. Если процесс смешения газов протекает без воздействия на него внешних сил, то обратный процесс (разделения газовой смеси на отдельные компоненты) сам совершаться не может и требует затраты энергии. При смешении газов происходит увеличение энтропии (необратимый процесс).

Различия в содержании отдельных компонентов в воздухе и в температуре их кипения влияют на процесс низкотемпературной ректификации.

Ректификация воздуха — это многократно повторяющийся процесс конденсации менее летучего компонента (кислорода) и испарение более летучего компонента (азота) в слоях жидкой смеси азота и кислорода, находящейся на тарелках ректификационной колонны.

Разделение газовой смеси на составные части требует затраты энергии, количество которой зависит от характера процесса. Минимально необходимая удельная работа, которую нужно затратить при разделении смеси (без учета теплоты смешения), равна сумме удельных работ изотермного сжатия каждого газа от его парциального давления до давления смеси:

$$l_{\min} = -T_{0.c} \Delta S_{\min},$$

где T_0, c — температура окружающей среды; ΔS_{\min} — изменение энтропии при разделении смеси.

Если рассматривать воздух как идеальную бинарную смесь, то удельная минимальная работа для получения 1 моля чистого кислорода составит 5960 Дж.

Равновесные кривые в координатах $x-y$ и $T-x-y$. При заданных давлении и температуре состав пара над жидкостью является строго определенным и зависит только от состава жидкости. В этом случае пар и жидкость находятся в равновесном состоянии. Если нарушить это равновесие, то изменится состав жидкой и паровой фаз.

Для определения зависимости между равновесными содержаниями компонентов смеси в жидкости и паре пользуются графиком (рис. 34). По оси абсцисс откладывают концентрацию компонентов в жидкости x , а по оси ординат — концентрацию этого же компонента в паре y .

Например, если концентрация азота в жидкости 78 % (см. рис. 34) при давлении 0,1 МПа, то в паре над жидкостью его будет содержаться 93 % (точка А). С увеличением давления содержание низкокипящего компонента (азота) в паре уменьшается, а высококипящего (кислорода) увеличивается. При давлении 0,5 МПа концентрация азота в паре 90 % (точка Б), при давлении 3 МПа — 85 % (точка В).

При повышении давления кислородно-азотной смеси концентрация N_2 и O_2 в паре стремится к концентрации их в жидкости. Если нарушить равновесие системы, отбирая пар над жидкостью, то жидкость будет обогащаться кислородом, а азот, как наиболее летучий компонент, станет переходить в пар. Температура жидкой фазы повысится; эта температура будет тем выше, чем больше давление жидкости.

Отложим по оси абсцисс концентрацию азота в жидкости, а по оси ординат температуру кипения жидкости при постоянном давлении (рис. 35). Кривые показывают, как меняется концентрация жидкости в зависимости от температуры (нижняя кривая) и как изменится состав пара над кипящей жидкостью (верхняя кривая). С понижением температуры при $p = \text{const}$ концентрация азота в жидкости повышается и приближается к 100 %, с повышением температуры

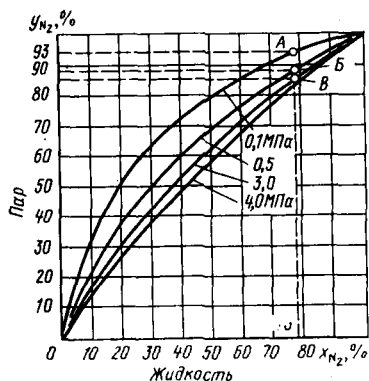
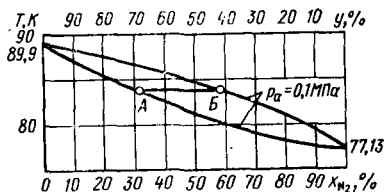


Рис. 34. Равновесные кривые системы азот—кислород

Рис. 35. Содержание азота в жидкости



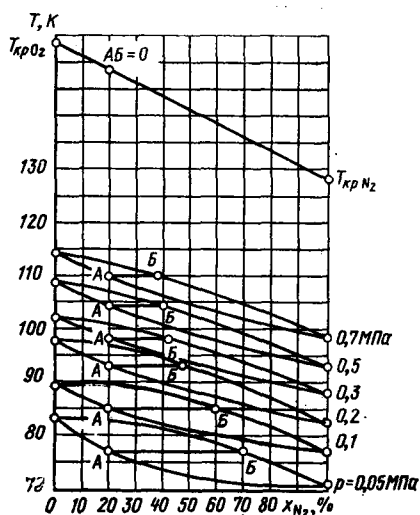


Рис. 36. Состав кислородно-азотной смеси при разных температурах и абсолютных давлениях

жидкости концентрация азота в жидкости уменьшается. Отрезок прямой AB показывает разность концентраций азота в паре и жидкости. Эта разность наибольшая, когда в жидкости содержится 30 ... 40 % N_2 .

С увеличением давления жидкости разность содержания азота в жидкой и паровой фазах (отрезок AB) уменьшается, а при критическом давлении она равна нулю (рис. 36). Следовательно, процесс разделения (ректификацию) выгоднее проводить при

более низком давлении, так как при этом разность (отрезок AB) между жидкой и паровой фазами будет больше.

Номограмма $T-p-i-x-u$ для равновесной азотно-кислородной смеси. При расчетах аппаратов воздухоразделительных установок используют номограмму, составленную Гершем и Цеханским для азотно-кислородной смеси (рис. 37). Номограмма состоит из двух частей (области жидкости и пара). В правой части номограммы нанесены изобары и линии постоянных концентраций для пара, в левой — для жидкости. По номограмме можно определить концентрацию пара, жидкости и их энтальпию по известным T и абсолютному давлению.

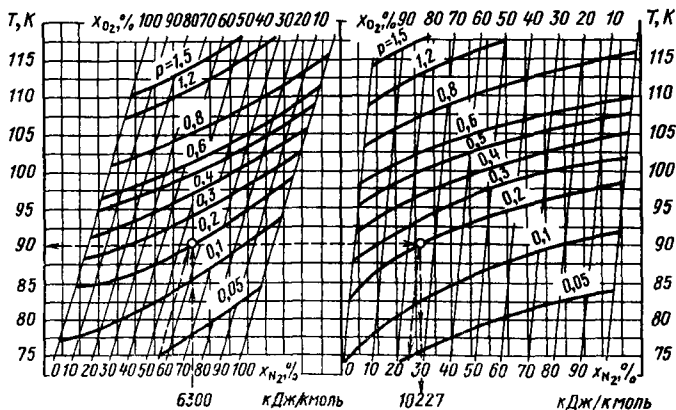


Рис. 37. Номограмма $T-p-i-x-u$ для равновесной азотно-кислородной смеси

Пример 1. Определить давление, температуру и концентрацию азота в паре и жидкости, если концентрация кислорода в жидкости 56 %, энтальпия 1 кмоль жидкости 6300,0 кДж.

На оси абсцисс в области жидкости находим энтальпию 6300,0 кДж, проводим вертикальную линию до пересечения с наклонной линией концентраций кислорода в жидкости. Через точку пересечения проводим горизонтальную прямую до оси ординат — определяем $T = 90$ К. По кривой давлений, проходящей через эту точку, определим $p = 0,2$ МПа. Продолжая горизонтальную линию в область пара до пересечения с кривой давления $p = 0,2$ МПа, находим концентрацию кислорода в паре 25 % и энтальпию 1 кмоль пара 10 227 кДж.

§ 2. ЧАСТИЧНОЕ РАЗДЕЛЕНИЕ ВОЗДУХА

Испарение жидкого воздуха в замкнутом объеме — это процесс без отвода пара (рис. 38). Поместим в сосуд некоторую начальную массу жидкости M_{0f} . Условно примем, что внутри сосуда движется без трения невесомый поршень.

На диаграмме $T-x-y$ жидкости M_{0f} соответствует точка A (рис. 39). В процессе испарения жидкости под действием теплоты Q содержание азота в жидкости уменьшается, а содержание кислорода увеличивается. Однако в любой момент общая масса азота в жидкости и паре остается постоянной. Уравнение материального баланса для 1 кг смеси имеет вид $M_{0f} = M_f + M$. После испарения части жидкости концентрация азота в оставшейся жидкости M_f будет x , а в паре — y , тогда $M_{0f}x_0 = M_fx + My$; из этих уравнений получаем

$$\frac{M}{M_f} = \frac{x_0 - x}{y - x_0} \quad \text{или} \quad \frac{M}{M_{0f}} = \frac{x_0 - x}{y - x}.$$

Из диаграммы (см. рис. 39) видно, что $DC = x_0 - x$, $CE = y - x_0$. Отрезок DC пропорционален количеству пара над жидкостью, отрезок CE — количеству жидкости, т. е. отрезок DE пропорционален начальному количеству жидкости в замкнутом объеме.

Процесс испарения жидкости в замкнутом объеме на диаграмме $T-x-y$ выражается линией AB . Состав жидкости при испарении изменяется от точки A к точке B , а температура кипения возрастает от T_A до T_B , так как неиспарившаяся жидкость обогащается высококипящим компонентом (кислородом с концентрацией x_R).

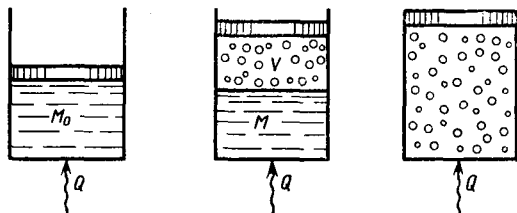
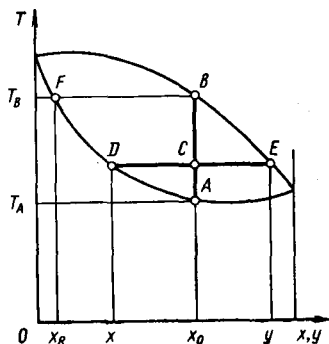


Рис. 38. Схема испарения жидкого воздуха в замкнутом объеме

Рис. 39. Диаграмма $T-x-y$ процесса испарения в замкнутом объеме



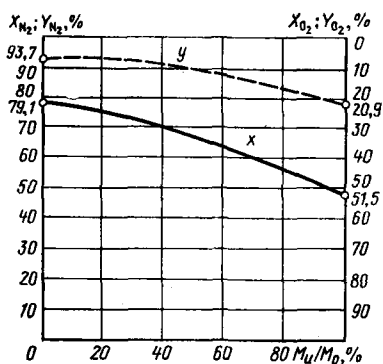


Рис. 40. Изменение концентрации жидкости и пара при испарении жидкого воздуха в замкнутом объеме при 0,1 МПа

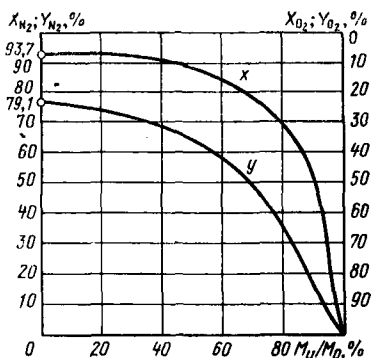


Рис. 41. Изменение концентрации жидкости и пара при испарении жидкого воздуха с отводом образовавшихся паров при 0,1 МПа

На рис. 40 показано изменение концентрации жидкости x и пара y при испарении жидкого воздуха в замкнутом объеме в зависимости от отношения пара M к первоначальному количеству M_{of} .

Фракционное испарение (простая дистилляция). При фракционном испарении пар непрерывно отводится из пространства над жидкостью. Состав отводимого пара равновесен составу жидкости, оставшейся в сосуде. На рис. 41 показано изменение концентрации жидкости и пара при фракционном испарении воздуха (в данном случае воздух рассматривают как бинарный раствор).

Из приведенных зависимостей (см. рис. 41) видно, что после испарения 40 ... 60 % жидкости концентрация азота в жидкости и паре резко уменьшается (кривые круто падают), т. е. с понижением концентрации азота в жидкости выход азота уменьшается.

Для кислорода наблюдается обратное явление: с повышением концентрации кислорода в жидкости концентрация его в паре повышается, но для этого требуется испарить значительное количество жидкости. При фракционном способе испарения жидкого воздуха можно получить жидкий кислород с высокой концентрацией, но выход его будет тем меньше, чем выше эта концентрация. Жидкий кислород в сравнительно чистом виде можно получить данным способом лишь в очень малых количествах (например, чтобы получить жидкий кислород чистотой 95 %, надо испарить 94,5 % жидкого воздуха). Сравнительно чистый газообразный азот (93 %) можно получить только в начальный момент испарения (испарив 10 ... 12 % жидкого воздуха) и в очень небольших количествах. Поэтому указанный метод фракционного испарения для получения кислорода и азота не получил применения в промышленности.

Конденсация воздуха. Конденсация — это процесс, обратный испарению. В случае конденсации без отвода сконденсировавшегося пара конденсат соприкасается с паром, т. е. находится в равновесном

состоянии. Конденсацию с отводом конденсата называют *фракционной*.

Рассмотрим зависимости жидкой x и паровой y фаз от отношения массы сконденсировавшегося пара M_k к общей массе M_0 (рис. 42). В начальный момент конденсации в жидкости содержится 48,5 % азота, постепенно концентрация азота в жидкости возрастает до 79,1 %, при этом содержание кислорода в жидкости уменьшается с 51,5 % в начале конденсации до 20,9 % в конце процесса. Одновременно равновесная концентрация азота в паре возрастает от 79,1 до 97 %.

При фракционной конденсации (рис. 43) чистый азот можно получить в незначительном количестве лишь в конце конденсации. Получить чистый кислород таким способом невозможно. Метод фракционной конденсации также не нашел применения в промышленности.

Дефлегмация воздуха, условия работы дефлегматора. Процесс дефлегмации происходит следующим образом: воздух, сжатый в компрессоре до давления 0,4 ... 0,5 МПа и предварительно охлажденный, поступает в трубное пространство аппарата дефлегматора (рис. 44). В межтрубном пространстве при атмосферном давлении находится жидкий воздух, температура кипения которого ниже, чем температура кипения жидкого воздуха, находящегося в трубном пространстве под давлением 0,4 ... 0,5 МПа. Пары воздуха, поднимаясь по трубкам, конденсируются и стекают в нижнюю часть аппарата в виде обогащенной кислородом жидкости. Обогащенный кислородом воздух поднимается по трубкам, в образующейся из него жидкости концентрация кислорода будет меньше, чем в начале конденсации. В верхней части трубного пространства газ состоит в основном из азота.

Стекающая по трубкам жидкость соприкасается с паром, концентрация кислорода в котором выше, в результате она обогащается кислородом. Чтобы отходящий газ представлял собой чистый азот, а концентрация кислорода в жидкости была максимальной для данного давления и температуры, необходимо постоянно выводить жидкость из аппарата. Это является неременным условием работы дефлегматора.

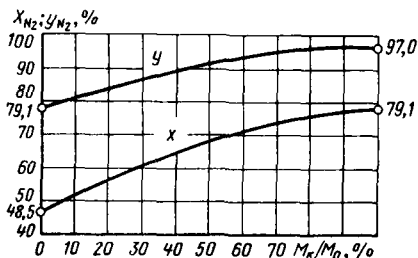


Рис. 42. Изменение концентрации жидкости и пара при конденсации воздуха в замкнутом объеме при 0,1 МПа

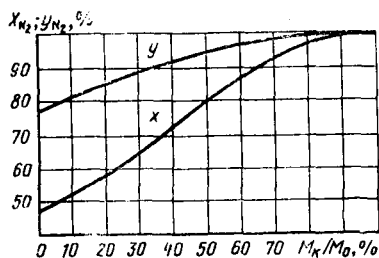


Рис. 43. Изменение концентрации жидкости и пара при конденсации воздуха с отводом жидкости при 0,1 МПа

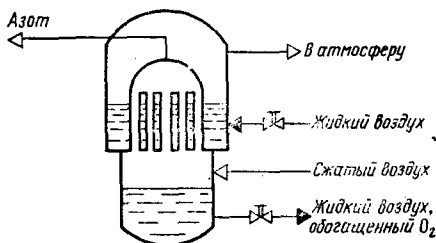
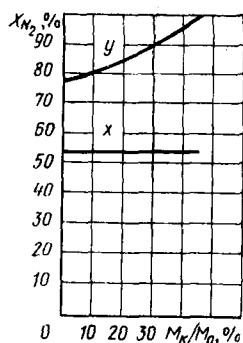


Рис. 44. Схема дефлегматора

Рис. 45. Изменение концентрации жидкости и пара при дефлегмации



Таким образом, в дефлегматоре можно получить из воздуха жидкий воздух, обогащенный кислородом, и сравнительно чистый азот. Получить чистый кислород с помощью этого процесса невозможно.

Максимальные концентрации кислорода в жидкости и азота в паре. При частичном разделении воздуха методом испарения жидкого воздуха в замкнутом объеме, фракционным испарением, конденсацией и дефлегмацией можно получить жидкий кислород и газообразный азот. Но эти продукты будут получены в небольших количествах и с малым процентным содержанием кислорода в жидкости и азота в паре.

При испарении жидкости в замкнутом объеме (см. рис. 40) максимальная концентрация кислорода в жидкости не более 51,5 %, но это будет лишь последняя капля жидкого воздуха. Максимальная концентрация азота в паре 93,7 % будет только в самом начале испарения.

Фракционированием жидкого воздуха (см. рис. 41) теоретически можно получить жидкость с концентрацией кислорода 100 %, но в этом случае выход жидкости равен нулю. При получении кислорода с концентрацией 95 % количество жидкости составит 5,5 % первоначальной массы. Максимальная концентрация азота в паре 93,7 %, как и в предыдущем случае, возможна лишь в начале процесса.

При дефлегмации воздуха максимальная концентрация кислорода в жидкости составит 47 % (рис. 45), а максимальная концентрация азота в паре будет при отводе жидкости в количестве 45 %. В этом случае в пересчете на газ можно получить чистый азот в количестве 55 % общей массы воздуха. Это составит $100 \cdot 55 / 79,1 = 70$ %, т. е., если весь азот, содержащийся в воздухе (78 %) принять за 100 %, то 70 % этого азота может быть выделено с концентрацией 98 ... 99 %.

§ 3. РЕКТИФИКАЦИЯ ВОЗДУХА

Принцип ректификации. Для разделения жидкого воздуха на компоненты применяют процесс ректификации, который осуществляют в специальных аппаратах — ректификационных ко-

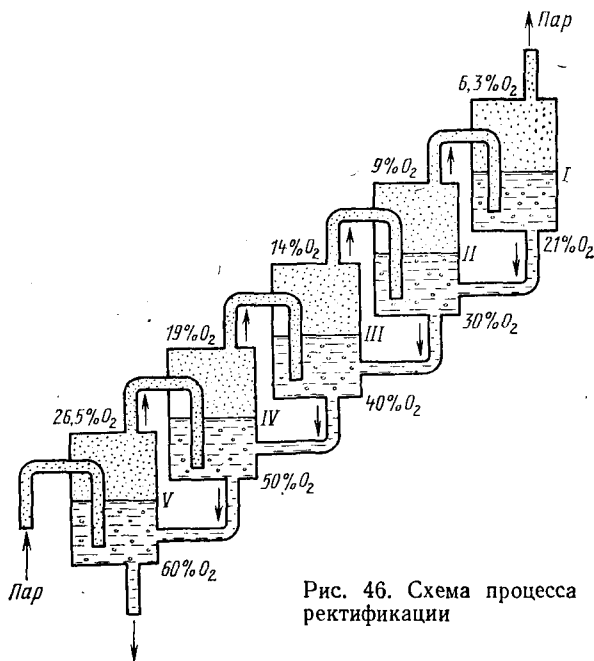


Рис. 46. Схема процесса ректификации

лоннах. Процесс ректификации основан на явлении конденсации кислорода в азотно-кислородной жидкости с одновременным испарением из нее азота. Образующаяся при испарении жидкого воздуха парообразную смесь азота и кислорода пропускают через жидкость с меньшим содержанием кислорода (рис. 46). Так как жидкость содержит меньше кислорода и больше азота, она имеет температуру более низкую, чем проходящий через нее пар. При этом из пара конденсируется кислород и обогащает жидкость, а азот испаряется из жидкости, обогащая пар. Этот процесс происходит при соприкосновении пара с жидкостью, многократно повторяется до тех пор, пока не получится пар, состоящий почти из одного азота, а жидкость из кислорода.

Ректификационная колонна, представляет собой цилиндрическую обечайку с расположенными внутри нее параллельно друг другу на определенном расстоянии тарелками. Тарелки могут иметь различную конструкцию (рис. 47, 48).

Колонна однократной ректификации приведена на рис. 49. Сжатый и предварительно охлажденный воздух проходит через змеевик, погруженный в сосуд (куб) с кипящим жидким кислородом. В змеевике охлажденный воздух частично конденсируется, испаряя некоторое количество кислорода из куба. На выходе из змеевика воздух дросселируется, его давление снижается до $0,012 \dots 0,013$ МПа. Затем воздух поступает на верхнюю тарелку ректификационной колонны, часть его испаряется, а большая часть стекает по тарелкам в нижнюю часть колонны. Проходя ряд тарелок, воздух

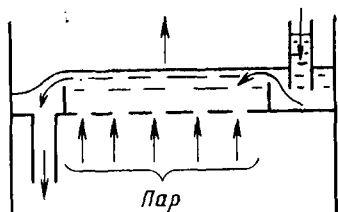


Рис. 47. Схема ситчатой тарелки

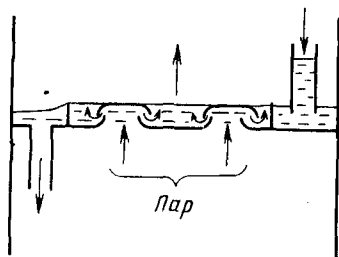


Рис. 48. Схема колпачковой тарелки

обогащается кислородом, контактируя на тарелках с поднимающимися парами. В результате в нижней части колонны (куба) собирается жидкий кислород. Часть паров кислорода отводится потребителю. Образующиеся в кубе пары кубовой жидкости поднимаются вверх и обогащаются азотом. В верхней части колонны пар содержит около 90 % азота и 10 % кислорода. Эта смесь выбрасывается в атмосферу, предварительно отдав свой холод сжатому воздуху, поступающему в колонну.

Схема колонны однократной ректификации для получения азота приведена на рис. 50. Сжатый и охлажденный воздух подается через дроссельный вентиль в куб колонны, откуда для охлаждения и конденсации газообразного азота, находящегося в трубках конденсатора через второй дроссельный вентиль поступает в межтрубное пространство конденсатора. Чистый газообразный азот отбирается из-под крышки конденсатора, а жидкий азот сливается в карманы и выдается в виде продукта. Обогащенный кислородом холодный

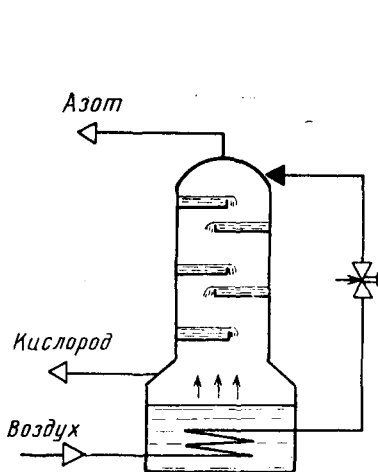


Рис. 49. Схема колонны однократной ректификации для получения кислорода

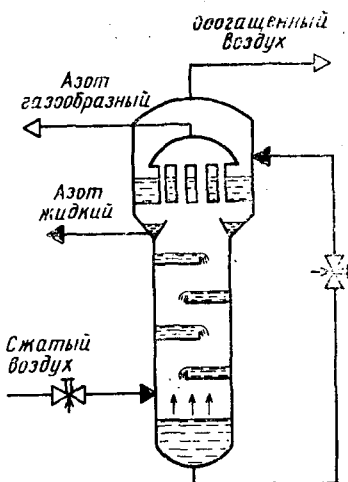


Рис. 50. Схема колонны однократной ректификации для получения азота

воздух из межтрубного пространства конденсатора отводится для охлаждения сжатого воздуха.

При получении технического кислорода колонна однократной ректификации работает неэкономично, так как вместе с азотом в атмосферу выбрасывается около 30 % кислорода, содержащегося в перерабатываемом воздухе. Это происходит потому, что верхняя тарелка колонны орошается жидким воздухом, пар над которым теоретически содержит 7 % кислорода. Для уменьшения потерь кислорода необходимо орошать верхнюю тарелку жидким азотом, что и делают в колонне двукратной ректификации.

Коэффициент извлечения кислорода из воздуха (%) характеризует разделительную способность колонны:

$$\beta = \frac{K(1 - y_k)}{B(1 - x_v)} 100, \quad (1)$$

где y_k — концентрация кислорода в паре; x_v — концентрация азота в воздухе, %.

При повышении концентрации кислорода, извлекаемого из колонны, коэффициент β уменьшается.

Колонну двукратной ректификации применяют для полного извлечения кислорода из воздуха (рис. 51). Аппарат состоит из колонны высокого давления (нижней колонны), работающей под давлением 0,55 ... 0,6 МПа, и колонны низкого давления (верхней колонны), работающей под давлением 0,13 ... 0,14 МПа.

В нижней колонне происходит предварительное разделение воздуха с получением флегмы, обогащенной азотом. Если воздух поступает в колонну в состоянии, близком к сухому насыщенному пару с давлением 0,55 ... 0,7 МПа, то его подают непосредственно в куб колонны (см. рис. 51). Пар с верхней тарелки нижней колонны, обогащенный азотом, подается в конденсатор-испаритель, где кон-

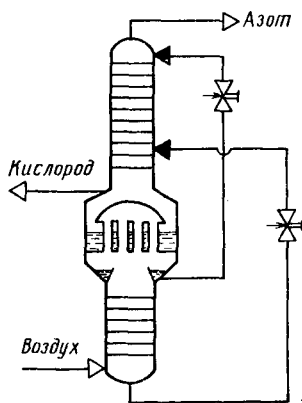


Рис. 51. Схема колонны двукратной ректификации с подачей насыщенного воздуха непосредственно в куб колонны

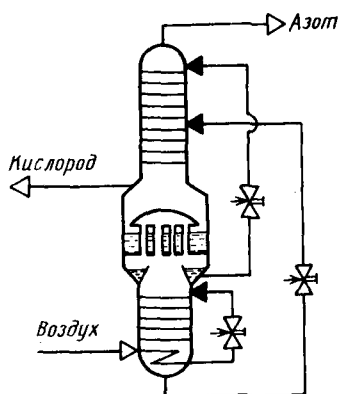


Рис. 52. Схема колонны двукратной ректификации с подачей воздуха высокого давления в змеевик куба

денсифицируется в результате теплообмена с кипящим жидким кислородом. Из конденсатора-испарителя жидкий азот поступает на орошение тарелок нижней колонны, а азотная флегма отбирается из карманов нижней колонны, дросселируется до давления 0,13 МПа и подается на орошение тарелок верхней колонны.

Обогащенная кислородом жидкость из куба нижней колонны дросселируется до давления 0,13 ... 0,14 МПа и подается в середину верхней колонны.

В результате ректификации в верхней колонне в межтрубном пространстве конденсатора собирается жидкий кислород с концентрацией 99,5 ... 99,8 %. Его пары частично поднимаются вверх по колонне, участвуя в процессе ректификации. Часть паров кислорода отводится потребителю. Азот с концентрацией 97 ... 98 % собирается в верхней части колонны низкого давления и отводится потребителю или выбрасывается в атмосферу. Если воздух подается на разделение в нижнюю колонну при давлении более 0,6 МПа, то его целесообразно не дросселировать непосредственно в куб нижней колонны, а сначала охладить в змеевике, погруженном в кубовую жидкость. После прохождения змеевика жидкий воздух дросселируется до давления 0,55 ... 0,6 МПа и подается в середину нижней колонны (рис. 52).

В установках для получения жидкого кислорода в нижнюю колонну подают два потока воздуха (рис. 53): газообразный с давлением 0,6 МПа и жидкий высокого давления. Газообразный воздух подается непосредственно в куб нижней колонны, а жидкий воздух высокого давления дросселируется до давления 0,55 ... 0,6 МПа и подается в середину нижней колонны. В верхней колонне происходит окончательное разделение воздуха на кислород, отбираемый из конденсатора-испарителя, и азот, отбираемый из верхней части колонны. Концентрации продуктов разделения, получаемых в верхней колонне, могут быть различными в зависимости от назначения и типа установки. При производстве кислорода в отходящем азоте содержится не более 2 ... 3 % кислорода.

Таким образом, в колонне двукратной ректификации обеспечивается практически полное извлечение кислорода или азота из воздуха.

Изменение температур и давлений по высоте колонны. В колонне однократной ректификации (рис. 54) повышение давления теоретически возможно вплоть до критического. Практически даже при небольшом повышении давления значительно сокращается выход кислорода. При более высоком давлении в колонне, температура кипения кубовой жидкости T_R повышается и, следовательно, температура воздуха, выходящего из змеевика, увеличивается.

Расчеты показывают (рис. 55), что можно повышать давление в колонне до 1,5 ... 2 МПа, но экономически это не выгодно, так как при давлении 1 ... 1,5 МПа количество получаемого кислорода уменьшается более чем в 2 раза. В колонне с бесконечно большим числом тарелок азот имеет максимальную концентрацию $y_{\text{теор}}$. В реальной колонне разность между максимальной $y_{\text{теор}}$ и реальной

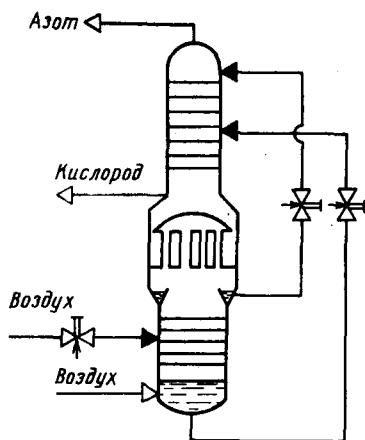
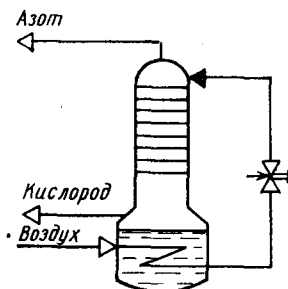


Рис. 53. Схема колонны двукратной ректификации с подачей в куб двух потоков воздуха

Рис. 54. Схема колонны однократной ректификации



концентрацией составляет 0,02 %, т. е. неравновесность $\Delta y = y_{\text{теор}} - y = 0,02$.

В колонне двукратной ректификации для протекания процесса необходимо, чтобы в конденсаторе колонны происходил процесс конденсации азота. Это возможно лишь при разности давлений в верхней и нижней колоннах. Повышение давления в верхней колонне приводит к необходимости повышения давления в нижней колонне, чтобы разность температур кислорода в межтрубном пространстве и азота в трубках конденсатора составила около 3 К. Зависимость давления p_1 в верхней колонне от давления p_2 в нижней колонне следующая, МПа:

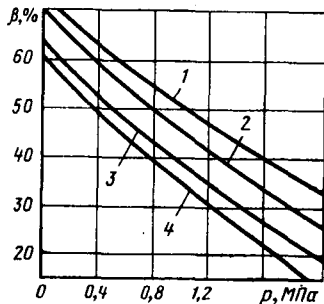
p_2	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0
p_1	0,053	0,122	0,198	0,278	0,36	0,45	0,54	0,64	0,73	0,82

В отличие от колонны однократной ректификации в колонне двукратной ректификации повышение давления возможно до определенного предела в зависимости от получаемого продукта. Процесс ректификации протекает, если концентрация x_R жидкости R в кубе находится между минимальным $x_{R \min}$ (линия 1 или 2) и максимальным $x_{R \max}$ ее значением (рис. 56).

При некоторых значениях p_2 имеем $x_{R \min} = x_{R \max}$ (точки $a, б$), при большем значении давлений $x_{R \min} > x_{R \max}$ и ректификация

Рис. 55. Выход кислорода из воздуха в зависимости от давления в колонне с бесконечно большим числом тарелок (1, 2) и в реальной колонне (3, 4), от неравновесности и разности температур воздуха, выходящего из змеевика, и кислорода в кубе:

1 — при бесконечно большой поверхности змеевика, для теоретической колонны, когда разность температур между воздухом из змеевика и кубовой жидкостью $\Delta T = 0$; 2 — при реальной поверхности змеевика для теоретической колонны при $\Delta T = 3^\circ$; 3 — при бесконечно большой поверхности змеевика для действительной колонны при $\Delta T = 0$; 4 — с реальной поверхностью змеевика для действительной колонны при $\Delta T = 3^\circ$



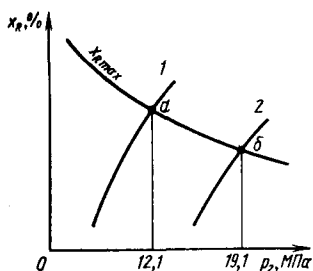


Рис. 56. Зависимость предельного давления p_{lim} в нижней колонне от концентрации жидкости в кубе при получении жидкого 1 и газообразного 2 кислорода

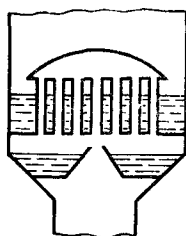


Рис. 57. Схема конденсатора-испарителя

становится невозможной даже при теоретическом, т. е. бесконечно большом, количестве тарелок. Предельное давление зависит от концентрации получаемых продуктов: чем они чище, тем ниже предельное давление.

Температурный напор конденсатора. Между верхней и нижней колоннами расположен конденсатор-испаритель, представляющий собой аппарат с большим числом вертикальных трубок, концы которых закреплены в трубных решетках, условно представленный на рис. 57. Внутреннее пространство трубок сообщается с нижней колонной, давление в которой 0,55 ... 0,6 МПа устанавливается самопроизвольно в соответствии с тепловой нагрузкой конденсатора.

Межтрубное пространство конденсатора сообщается с верхней колонной, давление в которой 0,13 ... 0,14 МПа, обусловливаемое сопротивлением отводящих трубопроводов. Так как жидкий кислород в межтрубном пространстве конденсатора находится под давлением 0,13 ... 0,14 МПа, а пары азота в трубках конденсатора под давлением 0,55 ... 0,6 МПа, то температура конденсации паров азота на 2 ... 3 К превышает температуру жидкого кислорода. Азот конденсируется в трубках конденсатора в результате теплообмена с кипящим кислородом и стекает в нижнюю колонну.

Разность между температурами конденсирующегося азота и кипящего кислорода в конденсаторе называют *температурным напором конденсатора*. Температура кипящего кислорода при давлении 0,14 МПа около 93 К, следовательно, с учетом температурного напора (2 ... 3 К) температура конденсирующегося азота должна составлять 95 ... 96 К. Этой температуре соответствует давление 0,55 ... 0,6 МПа.

§ 4. ТЕПЛОВОЙ И МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНОГО АППАРАТА

Тепловые балансы теплообменников, верхней и нижней колонны. Удельную холодопроизводительность воздухоразделительной установки (рис. 58) можно записать следующим уравнением:

$$i_{B1} - i_{B2} = q_f + q_{\Delta T} + q_{o.c.} \quad (2)$$

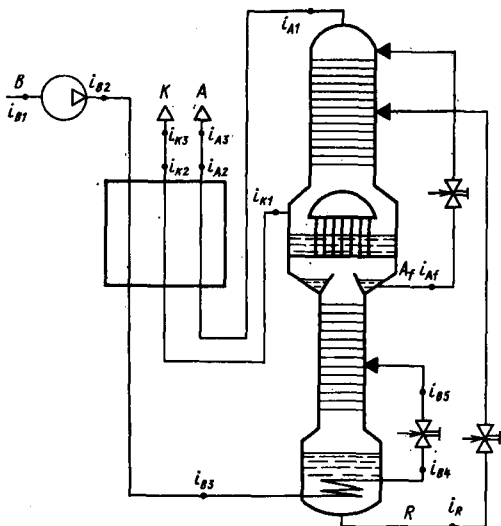
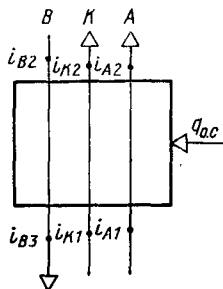


Рис. 58. Схема установки для разделения воздуха на газообразный азот и кислород

Рис. 59. Потoki основного теплообменника



где i_{B1} и i_{B2} — энтальпии воздуха на входе и выходе компрессора; q_f — потери холода с жидкими продуктами, выводимыми из установки; $q_{\Delta T}$ — потеря холода от недорекуперации; $q_{o.c}$ — потеря холода в окружающую среду.

В случае, если установка вырабатывает газообразный кислород и азот, то создаваемый холод идет только на покрытие потерь от недорекуперации и потерь в окружающую среду. Тогда удельная холодопроизводительность установки

$$i_{B1} - i_{B2} = q_{\Delta T} + q_{o.c}. \quad (3)$$

Рассмотрим тепловой баланс теплообменника (рис. 59):

$$B(i_{B2} - i_{B3}) + q_{o.c} = A(i_{A2} - i_{A1}) + K(i_{K2} - i_{K1}), \quad (4)$$

где i_{B2} , i_{B3} — удельные энтальпии воздуха на входе и выходе теплообменника; i_{A1} , i_{A2} — удельные энтальпии азота на входе и выходе теплообменника; i_{K1} , i_{K2} — удельные энтальпии кислорода на входе и выходе теплообменника; B — масса перерабатываемого воздуха; A — масса получаемого азота; K — масса получаемого кислорода; $i_{B2} - i_{B3}$ — удельная теплота, переданная воздухом холодному азоту и кислороду, которые нагреваются до температур T_{K2} и T_{A2} .

Для 1 кг перерабатываемого воздуха уравнение примет вид

$$i_{B2} - i_{B3} = A(i_{A2} - i_{A1}) + K(i_{K2} - i_{K1}) - q_{o.c}. \quad (5)$$

Уравнение теплового баланса нижней колонны (рис. 60)

$$B i_{B3} + B q_{o.c} = R i_R + M_R i_{MR} + A_f i_{Af}, \quad (6)$$

где i_{B3} , i_{B4} — удельная энтальпия воздуха на входе и выходе из испарителя; i_R — удельная энтальпия кубовой жидкости; i_{MR} — удельная энтальпия пара, образующегося при кипении жидкости в кубе; i_{Af} — удельная энтальпия жидкого азота (флегмы), стекающего из конденсатора в карманы нижней колонны; R — масса кубовой жидкости; M_R — масса пара, образующегося при кипении жидкости в кубе; A_f — масса жидкого азота (флегмы), стекающего из конденсатора в карманы нижней колонны.

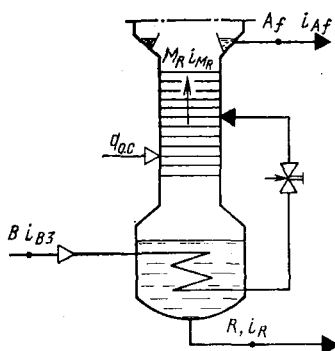
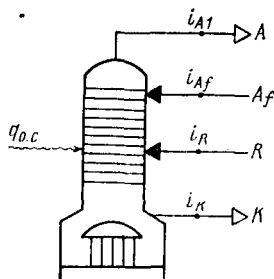


Рис. 60. Схема нижней колонны

Рис. 61. Схема верхней колонны



Уравнение теплового баланса верхней колонны (рис. 61)

$$Ri_R + A_f i_{A_f} + q_{0,c} = Ki_K + Ai_{A1}. \quad (7)$$

Определение тепловой нагрузки испарителя, конденсатора, переохладителя. Для испарителя (рис. 62) можно записать, что холодопроизводительность, Вт,

$$B(i_{B3} - i_{B4}) = q_n R = Q_n, \quad (8)$$

откуда теплота, переданная в испарителе 1 кг жидкости куба (удельная тепловая нагрузка испарителя), кДж,

$$q_n = (B/R)(i_{B3} - i_{B4}) = Q_n/R, \quad (9)$$

В то же время

$$B(i_{B3} - i_{B4}) = M_R(i_{M_R} - i_R), \quad (10)$$

откуда M_R , кг,

$$M_R = B \frac{i_{B3} - i_{B4}}{i_{M_R} - i_R}, \quad (11)$$

где i_{B4} — удельная энтальпия воздуха на выходе из змеевика; i_{M_R} — удельная энтальпия пара, образующегося при кипении жидкости в кубе.

Рассмотрим конденсатор (рис. 63). При дросселировании жидкого воздуха, выходящего из змеевика испарителя, к пару кубовой жидкости M_R прибавляется некоторая масса пара, образовавшаяся в результате этого дросселирования.

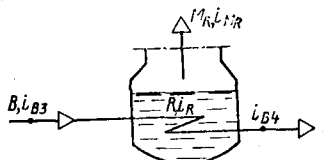


Рис. 62. Схема испарителя жидкости, находящейся в кубе

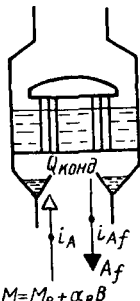


Рис. 63. Схема конденсатора

$$\Sigma M = M_R + \alpha_B B$$

прямым потоком. В теплообменниках установки всегда возникает недорекуперация, равная нескольким градусам. Кроме этого, имеются потери в окружающую среду. Цикл сжигания воздуха с учетом потерь от недорекуперации и потерь в окружающую среду приведен на рис. 65.

Вследствие потерь холода от недорекуперации $q_{\Delta T}$ (6—6'—7'—7), в окружающую среду $q_{o.c}$ (7—7'—8'—8), с выходом жидкого продукта из установки q_f (8—8'—9'—9), анализ которых изложен в гл. I, общая удельная холодопроизводительность установки выражается уравнением $q = i_1 - i_2 = q_{\Delta T} + q_{o.c} + q_f$ и определяется уменьшением удельной энтальпии воздуха после сжатия его в компрессоре.

Потери холода и их анализ. В реальных условиях всегда существуют потери холода в результате теплопритока из окружающей среды. Это приводит к нарушению процесса ректификации.

Тепловой баланс воздухоразделительного аппарата выражается равенством холодопотерь Q_{Π} и холодопроизводительности установки Q : $Q = Q_{\Pi}$. Если установка предназначена для получения газообразных и жидких продуктов разделения воздуха, то общие потери, Вт,

$$Q_{\Pi} = Bq_{\Delta T} + Bq_{o.c} + K_f q_{Kf} + A_f q_{Af}, \quad (15)$$

где q_{Af} , q_{Kf} — потери холода с жидким азотом и кислородом соответственно.

Если установка используется для получения только газообразных продуктов разделения, то из уравнения исключаются потери, связанные с выводом жидких кислорода и азота из установки.

Обычно потери в окружающую среду задаются для 1 кг перерабатываемого воздуха, тогда для B (кг) общие потери от притока теплоты из окружающей среды

$$Q_{o.c} = Bq_{o.c}.$$

Для 1 кг перерабатываемого воздуха потери холода от недорекуперации

$$q_{\Delta T} = K(i_{1K} - i_{11K}) + A(i_{1A} - i_{11A}), \quad (16)$$

где i_{1K} , i_{1A} — удельные энтальпии кислорода и азота на выходе из идеального теплообменника ($\Delta T = 0$) при температуре T_1 и давлении перед компрессором p_1 (см. рис. 65); i_{11K} , i_{11A} — удельные энтальпии кислорода и азота на выходе из реального теплообменника ($\Delta T > 0$) при T_{11} и p_1 .

В установках с насосом для получения газообразного кислорода под давлением к потерям от несовершенства изоляции и от недорекуперации добавляются потери, связанные с работой насоса $q_{нас}$:

$$Q_{\Pi} = B(q_{o.c} + q_{\Delta T}) + K(q_{нас}). \quad (17)$$

Установки для получения жидких продуктов позволяют получить из воздуха жидкие азот, кислород, аргон. В этих установках холод расходуется на покрытие потерь в окружающую среду, от недорекуперации и главным образом с получаемым продуктом.

В установках для получения жидких продуктов 65 % энергии затрачивается на производство холода и лишь 35 % на процесс

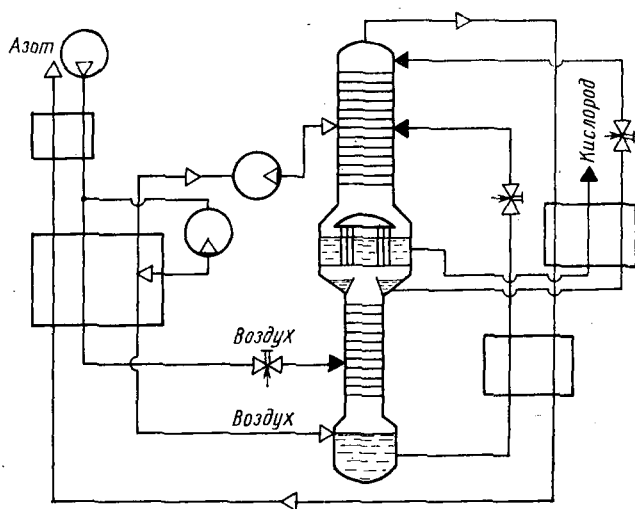


Рис. 66. Схема установки одного давления для получения жидкого кислорода

разделения воздуха (в установках для получения газообразных продуктов на производство холода затрачивается около 15 % общего расхода энергии). Поэтому эффективность установок для получения жидких продуктов в основном зависит от эффективности холодильного цикла.

Для получения жидких продуктов применяют установки одного или двух давлений. В установках одного давления (рис. 66) для получения жидкого кислорода и получения холода подается один поток воздуха от компрессора. В установках двух давлений для увеличения холодопроизводительности применяют дополнительный воздушный или циркуляционный азотный цикл. Холодопроизводительность установки, а также выход жидкого продукта в основном зависят от давления воздуха перед блоком разделения. Холодопроизводительность установки высокого давления такова, что почти весь кислород, содержащийся в воздухе, выдается в жидком виде. От давления воздуха на входе в блок зависят количество детандеров в установке, способ очистки воздуха от двуокиси углерода и влаги (в установках низкого давления вымораживанием на насадке регенераторов; среднего и высокого давления — химическим и адсорбционным методом), тип применяемых машин.

При высоком давлении воздуха перед аппаратом детандер низкого давления в схеме не требуется, так как для обеспечения процесса ректификации флегма получается из всего количества воздуха. В установках среднего и низкого давлений требуется детандер, так как при его отсутствии уменьшается выход жидкого кислорода и флегмы. Если давление воздуха перед блоком разделения близко к давлению в нижней колонне, то он расширяется только в детандере низкого давления. В установках двух давлений для получения жидких продуктов часть воздуха сжимается примерно до 0,6 МПа,

а другая часть до более высокого давления. Переход к использованию установок двух давлений для получения жидких продуктов связан с сокращением количества воздуха высокого давления. Принцип работы таких установок изложен в гл. V.

В установках для получения жидкого азота холодильные циклы те же, что и в установках для получения жидкого кислорода.

В зависимости от требуемой производительности используют различные установки. При производительности до 1000 ... 2000 кг жидкого кислорода целесообразно применять схему установок одного высокого давления. Использование схем установок низкого давления связано с существенным повышением расхода энергии. К недостаткам установок высокого давления следует отнести применение поршневых машин и специальных аппаратов для очистки воздуха. В установках большой производительности (более 1000—2000 кг/ч) целесообразно применять среднее давление 1,8 ... 3 МПа с использованием турбомашин.

Определение массы извлекаемого кислорода. Массы продуктов разделения находят из материального баланса аппарата. Зная концентрации получаемого кислорода и азота, составим уравнения материальных балансов по воздуху и азоту:

$$K + A = B; \quad (18)$$

$$Ky_K + Ay_A = By_B, \quad (19)$$

где y_K , y_A , y_B — содержание чистого азота соответственно в отходящих из аппарата кислороде, азоте и в поступающем воздухе, %.

Решая совместно эти уравнения, находим массу кислорода заданной концентрации, получаемого из воздуха, кг,

$$K = B \frac{y_B - y_A}{y_K - y_A}. \quad (20)$$

Пример 2. Определить массу получаемого кислорода из 1 кг перерабатываемого воздуха. Поступающий в разделительный аппарат воздух содержит 21 % кислорода и 79 % азота (присутствие аргона не учитывается). Концентрация отходящего азота $y_A = 99$ %. Концентрация отходящего кислорода $y_K = 1$ %.

По формуле (19) $K = (79 - 99)/(1 - 99) = 20/98 = 0,204$ кг на 1 кг перерабатываемого воздуха.

Из решения уравнений (17) и (18) следует, что масса воздуха на получение кислорода заданной концентрации составит, кг:

$$B = K \frac{y_A - y_K}{y_A - y_B}. \quad (21)$$

Регулирование производительности воздухоразделительного аппарата. Из уравнения (19) следует, что при повышении концентрации азота потери кислорода с отходящим азотом уменьшаются. В примере 2 при концентрации азота 99 % масса получаемого кислорода составила 0,204 кг. При уменьшении концентрации азота, например, до 96 % масса получаемого кислорода $K = (79 - 96)/(1 - 96) = 17/95 = 0,174$ кг на 1 кг перерабатываемого воздуха. Таким образом, понижение чистоты азота на 3 % уменьшает выход

Рис. 67. Выход кислорода из 1 м³ перерабатываемого воздуха в зависимости от концентрации продуктов разделения

кислорода из 1 кг перерабатываемого воздуха на $(0,204 - 0,174)/0,174 \times 100 = 14,6 \%$.

Процесс разделения воздуха на кислород и азот следует регулировать так, чтобы отходящий азот был максимальной чистоты, тогда значительно увеличится выход кислорода (рис. 67).

Из графика, приведенного на рис. 68, видно, что для повышения концентрации азота без уменьшения концентрации получаемого кислорода необходимо уменьшить подачу воздуха в аппарат.

Материальные балансы нижней и верхней колонн. Для определения потоков жидкости из нижней и верхней раздельных колонн воспользуемся уравнением материального баланса (рис. 69).

Нижняя колонна. Составим для нижней колонны материальный баланс общий и по азоту:

$$B = R + A_f; \quad (22)$$

$$Bx_{Bf} = Rx_R + A_fx_{Af}, \quad (23)$$

где u_{Bf} , i_{Bf} — концентрация и энтальпия жидкого воздуха.

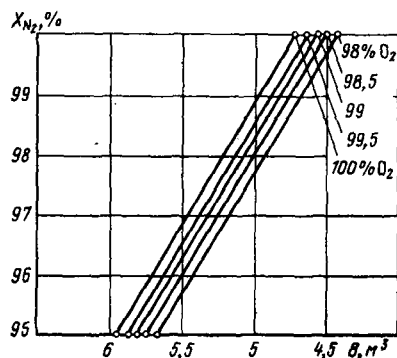
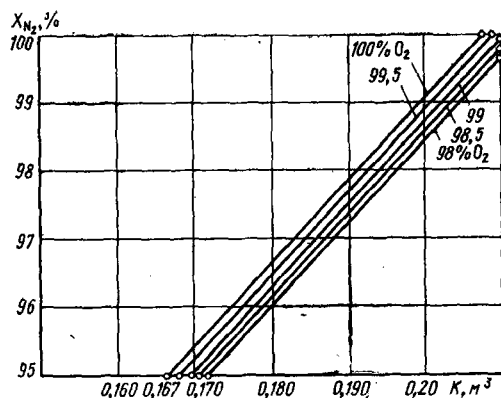


Рис. 68. Расход воздуха на получение 1 м³ кислорода в зависимости от концентрации отходящих продуктов, м³

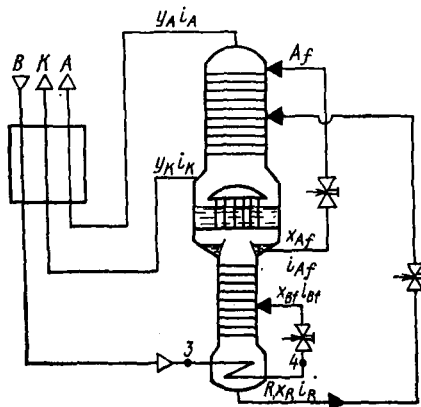


Рис. 69. Схема установки с колонной двукратной ректификации

Решая совместно эти уравнения, получим

$$R = B \frac{x_{Af} - x_{Bf}}{x_{Af} - x_R}. \quad (24)$$

Масса флегмы в азотных карманах.

$$A_f = B \frac{x_{Bf} - x_R}{x_{Af} - x_R}. \quad (25)$$

Верхняя колонна. Материальный баланс верхней колонны общий и по азоту:

$$B = A + K; \quad (26)$$

$$Bx_{Bf} = Ay_A + Ky_K. \quad (27)$$

Решая совместно эти уравнения, получим

$$K = B \frac{y_A - x_{Bf}}{y_A - y_K}; \quad (28)$$

$$A = B \frac{x_{Bf} - y_K}{y_A - y_K}. \quad (29)$$

Рассмотрим примеры расчетов воздухоразделительных аппаратов.

Пример 3. Определить массу перерабатываемого воздуха на установке производительностью 2000 кг/ч жидкого азота. Концентрация продуктов разделения $x_A = y_A = 99,9\%$; $y_K = 96\%$.

Расчет ведем по процентному содержанию азота в получаемых азоте и в кислороде; $y_K = 100 - 96 = 4\%$. Из уравнений (17) и (18) имеем

$$B = A \frac{y_A - y_K}{y_B - y_K} = 2000 \frac{99,9 - 4}{79,1 - 4} = 2000 \cdot 1,21 = 2420 \text{ кг/ч.}$$

Пример 4. Определить массу перерабатываемого воздуха на установке производительностью 2000 кг/ч жидкого кислорода. Концентрация продуктов разделения $x_{Kf} = 99,5\%$; $y_A = 92\%$.

Расчет ведем по процентному содержанию азота в получаемых азоте и кислороде $x_{Af} = 100 - 99,5 = 0,5\%$. Из уравнения (21) имеем

$$B = 2000 \frac{92 - 0,5}{92 - 79,1} = 14150 \text{ кг/ч.}$$

Пример 5. Определить холодопроизводительность установки, работающей по циклу с простым дросселированием (см. рис. 65). Масса получаемого кислорода $K = 715$ кг/ч, масса перерабатываемого воздуха $B = 3290$ кг/ч; температура воздуха на входе в установку $T_1 = 303$ К; недорекуперация на теплом конце теплообменника $\Delta T = 7$ К, давление кислорода и азота на выходе из теплообменника $p_1 = 0,13$ МПа.

Массу азота получим из уравнения (17) материального баланса аппарата

$$A = B - K = 3290 - 715 = 2575 \text{ кг/ч.}$$

Температура азота и кислорода, выходящих из теплообменника (точка 11, см. рис. 65),

$$T_{11} = T_K = T_A = 303 - 7 = 296 \text{ К.}$$

По диаграмме $T-S$ при $p_1 = 0,13$ МПа находим энтальпии азота и кислорода, кДж/кг:

$$\begin{aligned} \text{при } T_1 = 303 \text{ К } i_{1K} &= 430, i_{1A} = 434, \\ \text{при } T_{11} = 296 \text{ К } i_{11K} &= 424, i_{11A} = 427. \end{aligned}$$

Потери холода от недорекуперации для 1 кг перерабатываемого воздуха определяем из уравнения (16):

$$q_{\Delta T} = 715 (430 - 424) + 3290 (434 - 427) = 27\,320 \text{ кДж.}$$

Потери через изоляцию в окружающую среду принимаем в соответствии с рекомендациями [5] 6,5 кДж на 1 кг перерабатываемого воздуха. По уравнению (15) определяем холодопроизводительность установки

$$Q = Q_{\Pi} = 3290 \cdot 27\,320 + 3290 \cdot 6,5 = 89\,904\,185 \text{ кДж/ч} \approx 24\,973,4 \text{ кВт.}$$

Пример 6. Составить уравнение материального баланса нижней колонны аппарата двукратной ректификации (см. рис. 69) производительностью 143 кг/ч кислорода и определить массу отбираемой жидкости из куба и азотной флегмы из карманов конденсатора. Концентрация жидкости в кубе по кислороду $x_R = 42\%$ O_2 . Концентрация азотной флегмы $A_f = 95\%$ N_2 . Масса перерабатываемого воздуха $B = 729$ кг/ч.

Составим уравнение материального баланса нижней колонны по азоту:

$$B = R + A_f, \quad B y_B = R x_R + A_f x_{A_f}.$$

Массу жидкости, отбираемой из куба, определяем по формуле (24)

$$R = 729 \frac{0,95 - 0,791}{0,95 - 0,58} = 313,273 \text{ кг.}$$

Масса азотной флегмы, отбираемой из карманов конденсатора,

$$A_f = B - R = 729 - 313,273 = 415,727 \text{ кг/ч.}$$

Пример 7. Определить тепловую нагрузку змеевика испарителя нижней колонны, массу паров, выходящих из испарителя, и массу флегмы, отбираемой из карманов, для условий примера 6. На входе в испаритель температура и давление воздуха соответственно $T_{B3} = 145,5$ К, $p_{B3} = 5$ МПа. Давление в нижней колонне 0,6 МПа. Температуру жидкости в кубе находим по диаграмме $x-y$ [5] для ее концентрации по кислороду $x_R = 42\%$ и давления 0,6 МПа.

$$T_R = 101 \text{ К.}$$

Удельная энтальпия воздуха на входе в змеевик

$$i_{B3} = 288 \text{ кДж/кг.}$$

Разность температур жидкости и воздуха на выходе из змеевика принимаем равной 5 К, тогда температура воздуха на выходе из змеевика $T_{B4} = T_R + 5 = 101 + 5 = 106$ К. По диаграмме $T-S$ [5] для $T_{B4} = 106$ К и $p_{B4} = 5$ МПа определяем $i_{B4} = 145$ кДж/кг. Тепловую нагрузку испарителя определяем по формуле (8):

$$Q_{\Pi} = 729 (288 - 145) = 104\,247 \text{ кДж/ч,}$$

или

$$Q_{\Pi} = \frac{104\,247}{3600} = 2,846 \text{ кВт.}$$

Масса паров, поднимающихся из испарителя в нижнюю колонну, определяется из формулы (11) $M_R = Q_{\Sigma M} / r_R$, где $r_R = i_{M_R} - i_R$ — скрытая теплота испарения жидкости в кубе. Определим r_R .

По диаграммам $i - \lg p$ [5] для кислорода и азота определим скрытую теплоту испарения кислорода и азота, кДж/кг:

$$r_K = 241 - 58,5 = 182,5; \quad r_A = 211 - 42,8 = 168,2.$$

Следовательно, скрытая теплота испарения кубовой жидкости

$$r_R = 182,5 \cdot 0,42 + 168,2 \cdot 0,58 = 174,2 \text{ кДж/кг.}$$

Масса пара из испарителя

$$M_R = 104\,247 / 174,2 = 598,43 \text{ кг/ч.}$$

Если уровень жидкости в испарителе постоянен, то масса стекающей в него из карманов конденсатора флегмы $m_f = M_R + R$. По данным предыдущего примера, $R = 313,273$ кг/ч, тогда

$$m_f = 598,43 + 313,273 = 911,703 \text{ кг/ч.}$$

§ 5. РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИИ

Концентрационная и отгонная части колонн. Верхняя колонна аппарата двукратной ректификации имеет две зоны. Зону II от конденсатора до места ввода кубовой жидкости называют *отгонной частью* (рис. 70). В ней происходит отгонка низкокипящего компонента (азота) и повышение концентрации высококипящего компонента (кислорода), который стекает по тарелкам в межтрубное пространство конденсатора. Пары азота, поднимаясь по отгонной секции II, смешиваются с парами, образовавшимися в результате дросселирования жидкости из куба, и поступают в концентрационную часть аппарата I. Зону выше ввода жидкости из куба называют *концентрационной частью*. Она предназначена для получения низкокипящего компонента (азота).

Масса пара и жидкости при дросселировании воздуха. При дросселировании жидкого воздуха из змеевика куба в нижнюю колонну часть его испаряется (рис. 71). Составим уравнение баланса по азоту для жидкого воздуха и пара, образовавшегося в результате испарения при дросселировании:

$$Vx_B = \alpha_B V y_{\alpha B} + (1 - \alpha_B) V x_{(1-\alpha_B)B}, \quad (30)$$

где x_B — концентрация воздуха до дросселирования; $y_{\alpha B}$ — концентрация пара после дросселирования жидкого воздуха; $x_{(1-\alpha_B)B}$ — концентрация жидкости после дросселирования жидкого воздуха; α_B — доля массы испарившегося воздуха, образовавшегося в результате дросселирования; $(1 - \alpha_B) B$ — доля массы жидкости, образовавшейся в результате дросселирования.

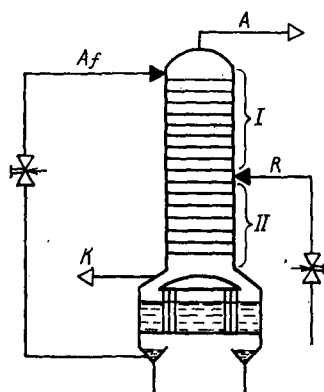


Рис. 70. Схема концентрационной (I) и отгонной (II) секций верхней колонны

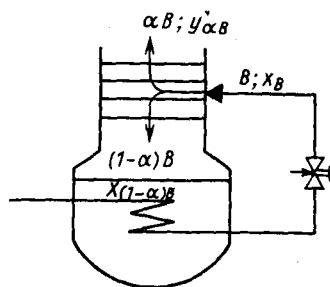


Рис. 71. Схема потоков в нижней колонне после дросселирования воздуха

Откуда

$$\alpha_B = \frac{x_B - x_{(1-\alpha_B)B}}{y_{\alpha_B} - x_{(1-\alpha_B)B}}; \quad (31)$$

$$1 - \alpha_B = \frac{y_{\alpha_B B} - x_B}{y_{\alpha_B} - x_{(1-\alpha_B)B}}. \quad (32)$$

Концентрации y_{α_B} и $x_{(1-\alpha_B)B}$ в после дросселирования можно определить графическим методом, используя диаграмму $T-x-y$ (рис. 72).

Из уравнений (31) и (32) найдем

$$\frac{\alpha_B}{1 - \alpha_B} = \frac{x_B - x_{(1-\alpha_B)B}}{y_{\alpha_B} - x_B}. \quad (33)$$

При дросселировании жидкого воздуха образуется смесь из жидкой и паровой фаз, характеризующаяся на диаграмме точкой b . Построение ведут следующим образом: на диаграмме $T-x-y$, построенной для давления воздуха после дросселирования в нижнюю колонну, проводят ординату из точки, соответствующей концентрации x_B . Между кривыми жидкости и пара проводят линию, параллельную оси абсцисс так, чтобы

$$\frac{cb}{ab} = \frac{\alpha_B}{1 - \alpha_B}. \quad (34)$$

По этой линии находим $x_{(1-\alpha_B)B}$ и y_{α_B} .

Формулы (30) ... (34) справедливы для определения концентрации паров жидкости из куба и азота A_f из карманов при дросселировании в верхнюю колонну. При графическом нахождении концентраций пара и жидкости, подаваемых в верхнюю колонну, диаграмму $T-x-y$ строят для давления азота после дросселирования в верхнюю колонну.

Графический метод определения числа тарелок в колонне (метод Мак-Кэба и Тиле) является достаточно простым, наглядным и точ-

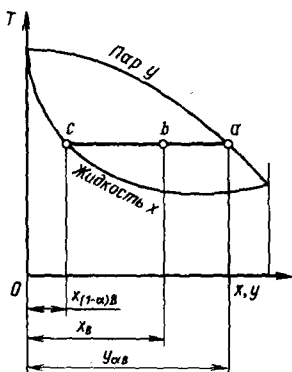
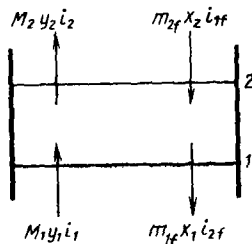


Рис. 72. Определение концентрации паров после дросселирования

Рис. 73. Схема произвольного сечения колонны между двумя тарелками



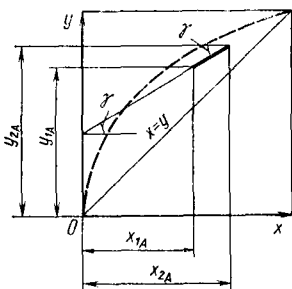


Рис. 74. Изменение концентрации жидкости и пара между двумя соседними тарелками

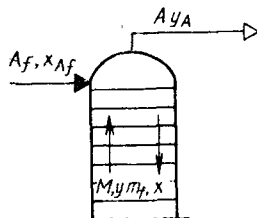


Рис. 75. Схема концентрационной секции

ным. При расчете по этому методу допускают, что скрытая теплота испарения жидкой смеси на тарелках колонны остается постоянной, т. е. массы паров и стекающей флегмы по высоте колонны одинаковы.

Рассмотрим участок колонны между двумя соседними тарелками 1 и 2 (рис. 73).

Обозначим массу пара, поднимающегося с первой тарелки, M_1 , а со второй тарелки — M_2 ; массу жидкости, стекающей с первой и второй тарелок, m_{f1} и m_{f2} ; концентрацию азота в паре над первой и второй тарелками y_{A1} и y_{A2} ; концентрацию азота в жидкости на первой и второй тарелках x_{A1} и x_{A2} ; удельные энтальпии пара над первой и второй тарелками i_1 и i_2 ; удельные энтальпии жидкости на первой и второй тарелках i_{1f} и i_{2f} .

Составим уравнения материального баланса для произвольного сечения (общего и по азоту)

$$M_1 + m_{f2} = M_2 + m_{f1}; \quad (35)$$

$$M_1 y_{A1} + m_{f2} x_{A2} = M_2 y_{A2} + m_{f1} x_{A1}. \quad (36)$$

Так как масса стекающей флегмы m_f и уходящего с тарелок пара M по высоте колонны постоянна, то из уравнения (36) следует:

$$M y_{A1} + m_f x_{A2} = M y_{A2} + m_f x_{A1}.$$

Концентрация азота, уходящего с первой тарелки на вторую:

$$y_{A2} = y_{A1} + (m_f/M)(x_{A2} - x_{A1}), \quad (37)$$

откуда

$$\frac{m_f}{M} = \frac{y_{A2} - y_{A1}}{x_{A2} - x_{A1}}. \quad (38)$$

На рис. 74 показано построение линии изменения концентраций пара и жидкости между двумя соседними тарелками. Построение ведем следующим образом. Равновесную кривую (штриховая линия) для пара и жидкости строим в координатах $x - y$ по значениям диаграммы $x - y$ для азота и кислорода [5] для давления колонны, в которой находятся рассматриваемые тарелки. Проводим диагональ между начальными и конечными точками этой кривой. Диагональ

Рис. 76. Определение числа тарелок по методу Мак-Кэба и Тиле для концентрационной секции

соответствует равенству концентраций пара и жидкости. На оси абсцисс откладываем x_{A1} и x_{A2} , а на оси ординат y_{1A} и y_{A2} , из полученных на осях точек восстанавливаем перпендикуляры до их взаимного пересечения.

Величина $x_{A2} - x_{A1}$ представляет собой изменение концентрации жидкости на первой тарелке, соответствующее изменение концентрации пара будет $y_{A2} - y_{A1}$. Из рис. 74 видно, что отношение $(y_{A2} - y_{A1}) / (x_{A2} - x_{A1})$ — тангенс угла наклона прямой, выраженной уравнением (37).

Определим число тарелок в концентрационной части колонны. Составим уравнения материального баланса (общего и по азоту) для произвольного сечения концентрационной части (рис. 75)

$$M + A_f = A + m_f; \quad (39)$$

$$My + A_f x_{Af} = Ay_A + m_f x. \quad (40)$$

Из уравнения (40) получим

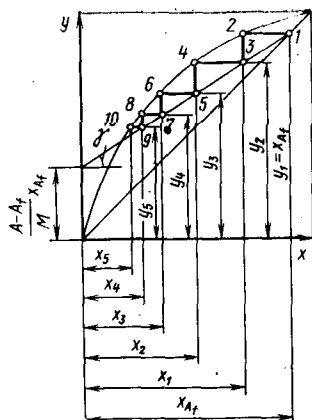
$$y = \frac{m_f}{M} x + \frac{A}{M} y_A - \frac{A_f}{M} x_{Af}. \quad (41)$$

Принимая во внимание, что концентрации жидкости и пара на верхней тарелке одинаковы, т. е. $x_{Af} = y_A$, преобразуя уравнение (41), получим

$$y = m_f x / M + (A - A_f) x_{Af} / M; \quad (42)$$

при $x = 0$ $y = (A - A_f) x_{Af} / M$, при $x = x_{Af}$ $y = x_{Af}$, что следует из совместного решения уравнений (39) и (41). На рис. 76 в координатах $x - y$ уравнение (42) выразится прямой линией с тангенсом угла наклона к оси x $\operatorname{tg} \gamma = m_f / M$. Точка 1 (рис. 76 и 77), лежащая на этой прямой, соответствует состоянию пара с концентрацией $y_1 = x_{Af}$ над первой тарелкой. Точка 2 соответствует состоянию жидкости с концентрацией x_1 на первой тарелке, находящейся в равновесии с паром над ней, который имеет концентрацию y_1 . Точки 3—4, 5—6 и т. д. соответствуют состоянию пара и жидкости на тарелках 2, 3 и т. д. соответственно. Число ступеней между прямой, соответствующей уравнению (42), и кривой равновесия равно числу тарелок.

Определим число тарелок в верхней колонне (концентрационная и отгонная части). Для концентрационной части колонны уравнение (42) выражает зависимость между массами жидкости m_f и пара M .



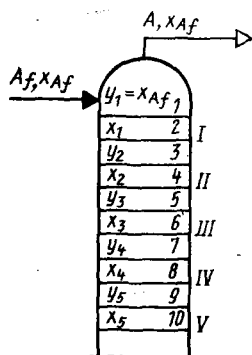


Рис. 77. Изменение концентрации жидкости и пара в концентрационной секции в соответствии с графиком, приведенным на рис. 76

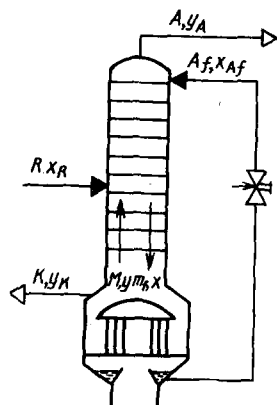


Рис. 78. Схема потоков в верхней колонне

Составим уравнения материального баланса (общего и по азоту) для произвольного сечения отгонной части верхней колонны (рис. 78)

$$m_f = M + K; \quad (43)$$

$$m_f x = M y + K y_K. \quad (44)$$

Решая совместно эти уравнения, получим

$$y = m_f x / M - K y_K / M. \quad (45)$$

Уравнение (45) представляет собой прямую линию с тангенсом угла наклона к оси x

$$\operatorname{tg} \gamma = \frac{M y - K y_K}{M x}.$$

Эта линия пересекает диагональ диаграммы $x - y$ в точке, соответствующей концентрации азота в газообразном кислороде концентрации y_K , который отводится из конденсатора.

Прямые, соответствующие уравнениям (42), (45), пересекаются в точке с координатами (x_C, y_C) . Уравнение (45) с учетом уравнения (43) можно записать следующим образом:

$$y = \frac{m_f}{m_f - K} x - \frac{K}{m_f - K} y_K. \quad (46)$$

Абсциссу точки пересечения прямых найдем, решая совместно уравнения (42) и (46):

$$x_C = \left(\frac{A - A_f}{M} x_{Af} + \frac{K}{m_f - K} y_K \right) \left(\frac{m_f}{m_f - K} - \frac{m_f}{M} \right)^{-1}. \quad (47)$$

Зная угол наклона γ прямой, выраженной уравнением (45), к оси x и абсциссу x_C , находим точку C . Число построенных ступеней между прямыми, выраженными уравнениями (42) и (45), и равновесной кривой (рис. 79) равно числу тарелок в верхней колонне. Горизонтальные участки ступеней характеризуют концентрации пара и жидкости на тарелках.

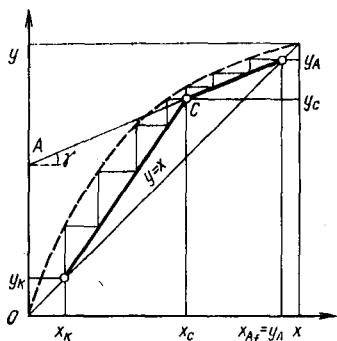


Рис. 79. Определение числа тарелок по методу Мак-Кэба и Тиле для концентрационной и отгонной секций верхней колонны (штриховая линия — равновесная кривая)

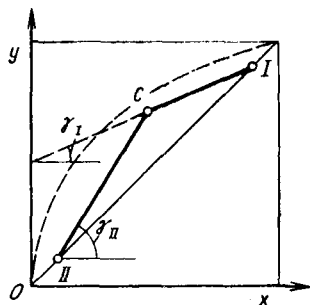


Рис. 80. Рабочие линии для концентрационной и отгонной секций

Количество тарелок для концентрационной и отгонной частей нижней колонны находят аналогично; змеевик, расположенный в кубе колонны, заменяет одну тарелку.

Уравнение рабочей линии. Линии на диаграмме $x - y$, построенные по уравнениям (42) и (45) для концентрационной и отгонной частей, называют рабочими.

Любая точка рабочей линии характеризует концентрации жидкости на тарелке и пара над ней. Точки пересечения рабочей линии с диагональю диаграммы называют полюсами (рис. 80). Точки I и II являются полюсами для концентрационной и отгонной секций соответственно. При построении рабочих линий принято, что массы жидкости и пара по высоте колонны не меняются, т. е. $m_{f1} = m_{f2} = \dots = m_{fn} = m_f = \text{const}$; $M_1 = M_2 = M_n = M = \text{const}$. В этом случае тангенс угла наклона линии к оси абсцисс выражается отношением массы жидкости к массе пара:

$$\operatorname{tg} \gamma_I = m_{fI}/M_I; \quad (48)$$

$$\operatorname{tg} \gamma_{II} = m_{fII}/M_{II}. \quad (49)$$

В действительности масса жидкости и пара увеличивается с уменьшением концентрации в смеси высококипящего компонента — кислорода, т. е. теплота испарения по высоте колонны изменяется. Следовательно, рабочие линии должны быть кривыми. Для упрощения построения графика и расчета числа тарелок рабочие линии проводят прямыми.

При построении рабочих линий важно, чтобы они правильно отражали соотношение концентрации между жидкостью и паром в точках, которые расположены наиболее близко к кривой равновесия. Этими точками являются полюса I и II и точка пересечения рабочих линий C .

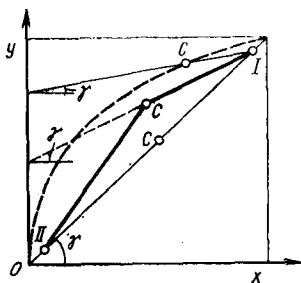


Рис. 81. Определение минимального флегмового числа

Флегмовое число колонны — отношение массы стекающей жидкости в колонне к массе пара, поднимающегося навстречу жидкости:

$$\Phi = m_f/M, \quad (50)$$

где Φ — флегмовое число.

Флегмовым числом верхней и нижней колонны называют соответственно

$$\Phi = m_f/A; \quad \Phi = m_f/A_f. \quad (51)$$

Из рассмотренного метода определения теоретического числа тарелок следует, что при уменьшении флегмового числа, равного $\tan \gamma$, угол наклона рабочей линии концентрационной секции также уменьшается. При минимальном значении флегмового числа ($\Phi = 1$) точка C находится на равновесной кривой (рис. 81). В этом случае концентрации жидкости и пара одинаковы и теоретическое число тарелок будет бесконечно большим.

С увеличением флегмового числа угол γ увеличивается и при определенных значениях m_f и M рабочая линия совпадает с диагональю диаграмм $x - y$ ($\gamma = 45^\circ$). В этом случае точка C находится на этой рабочей линии, т. е. вся масса поднимающегося пара конденсируется. При таких условиях процесс разделения происходит при минимальном количестве тарелок, масса отводимого азота A для верхней колонны и A_f для нижней колонны равна нулю, $\Phi = m_f/A = \infty$ и $\Phi = m_f/A_f = \infty$.

Действительное число тарелок. В ранее проведенных расчетах определяли теоретическое число тарелок. При этом принимали следующие допущения: концентрация жидкости в каждой точке тарелки одинакова, жидкость на тарелке имеет одинаковую высоту; пар распределен равномерно по всей рабочей зоне; жидкость и пар на тарелке находятся в равновесии. В действительности ни одно из перечисленных допущений не выполняется. Действительное число тарелок ректификационной колонны всегда больше теоретического числа на величину, которая компенсирует принятые допущения и обеспечивает заданное разделение, т. е.

$$n_d > n_{\text{теор}}; \quad n_d = n_{\text{теор}}/\eta,$$

где η — коэффициент обогащения (КПД).

Коэффициент обогащения. В разделительных аппаратах пар над жидкостью не находится в равновесии с ней. Его концентрация может быть больше или меньше концентрации равновесного пара. Отношение разности концентраций низкокипящего компонента в уходящем и поступающем на тарелку паре к разности концентраций между паром, находящимся в равновесном состоянии с жидкостью



Рис. 82. Определение состояния смеси после смешения

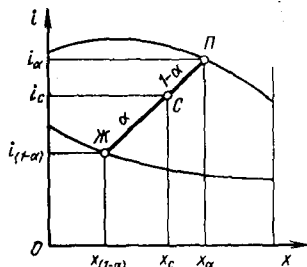


Рис. 83. Процесс смешения равновесных составов жидкости и пара

на тарелке, и поступающим паром, называют коэффициентом обогащения:

$$\eta = \frac{y_2 - y_1}{y_{1p} - y_1}.$$

Коэффициент обогащения в зависимости от направления движения флегмы может быть больше или меньше единицы. При расчетах колонн принимают $\eta = 1$.

Другие методы определения числа тарелок. Метод Мак-Кэба и Тиле не дает точных результатов, так как не учитывает изменения флегмового числа по высоте колонны, изменения количества передаваемой теплоты при испарении и конденсации жидкости и пара, а также влияния аргона.

Одним из методов, учитывающих различие в значениях скрытых теплот парообразования азота и кислорода, изменение флегмового числа по высоте колонны и изменение концентраций флегмы и пара, является метод расчета с помощью диаграммы $i - x$ [5] — метод Меркеля. Рассмотрим процесс смешения двух парожидкостных смесей с помощью диаграммы $i - x$. Пусть парожидкостная смесь массой m_1 , имеющая в своем составе жидкость с концентрацией x_1 и удельной энтальпией i_1 при p_1 смешивается с парожидкостной смесью массой m_2 , имеющей в своем составе жидкость с концентрацией x_2 и удельной энтальпией i_2 . Это состояние смеси на диаграмме $i - x$ определяют следующим образом. Состоянию первой смеси соответствует точка 1 (рис. 82), а второй — точка 2. Приняв отрезок 1—2 за единицу, разделим его в отношении m_1/m_2 и получим точку C, которая характеризует состояние смеси после смешения с концентрацией жидкости x_c и удельной энтальпией i_c . В точке C смесь характеризуется следующими уравнениями:

$$m_1 + m_2 = 1; \quad (52)$$

$$m_1 x_1 + m_2 x_2 = x_c;$$

$$m_1 i_1 + m_2 i_2 = i_c. \quad (53)$$

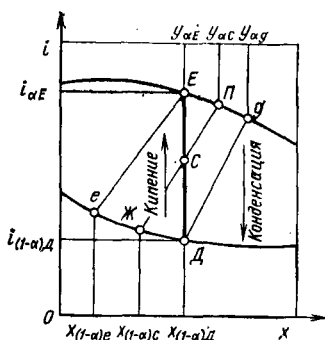


Рис. 84. Процессы кипения и конденсации

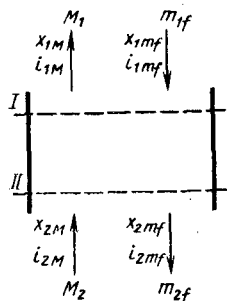


Рис. 85. Потоки пара и жидкости в произвольном сечении колонны

Из уравнений (52) и (53) получаем

$$\frac{m_1}{m_2} = \frac{x_2 - x_c}{x_c - x_1};$$

$$i_c = i_1 + \frac{x_c - x_1}{x_2 - x_1} (i_2 - i_1).$$

Если смешиваются равновесные составы жидкости и пара, отмеченные точками Ж и П (рис. 83), то прямая, соединяющая эти точки, является *изотермой равновесия* $T = \text{const}$. Точка Ж характеризует кипящую жидкость с концентрацией $x_{1-\alpha}$. Точка П характеризует пар с концентрацией x_α , находящийся в равновесии с жидкостью. Точка С по правилу смешения делит прямую ЖП на отрезки, пропорциональные массам пара и жидкости:

$$\frac{ЖС}{ПС} = \frac{\alpha}{1 - \alpha},$$

где α — доля пара в смеси, %.

Процессы кипения и конденсации на диаграмме $i - x$ изображаются прямой линией ДЕ (рис. 84), так как суммарная концентрация жидкой и газовой фаз $y + x = \text{const}$, т. е. $x_{(1-\alpha)} + yx_\alpha = x + y$. В точке Д жидкость имеет концентрацию $x_{(1-\alpha)}$ Д, а равновесный с ней пар (точка д) — концентрацию $y_{\alpha d}$. В точке Е жидкость с концентрацией $x_{(1-\alpha)}$ Д полностью превращается в пар с такой же концентрацией $y_{\alpha e} = x_{(1-\alpha)}$ Д. Последняя капля этой жидкости, находящейся в равновесии с паром (точка е), имеет концентрацию $x_{(1-\alpha)}$ е.

В точке С смесь состоит из двух фаз: жидкость $(1 - \alpha)$ с концентрацией $x_{(1-\alpha)}$ с и пар α с концентрацией $y_{\alpha c}$. По правилу смешения $ЖС/ПС = \alpha/(1 - \alpha)$.

Выделим в колонне произвольный участок между сечениями I и II (рис. 85). Составим три уравнения баланса для этого участка:

$$\text{материальный баланс } M_1 + m_{j2} = M_2 + m_{j1}$$

$$\text{или } M_1 - m_{j1} = M_2 - m_{j2} = M - m_j = \text{const}, \quad (54)$$

по азоту

$$M_1 y_1 + m_{f2} x_2 = M_2 y_2 + m_{f1} x_1, \text{ или } M_1 y_1 - m_{f1} x_1 = M_2 y_2 - m_{f2} x_2 = \\ = M y - m_f x = \text{const.} \quad (55)$$

Уравнения теплового баланса

$$M_1 i_{M1} + m_{f2} i_{f2} = M_2 i_{M2} + m_{f1} i_{f1}, \text{ или} \\ M_1 i_{M1} - m_{f1} i_{f1} = M_2 i_{M2} - m_{f2} i_{f2} = M i_M - m_f i_f = \text{const.} \quad (56)$$

Разделив уравнения (55) и (56) на (54), получим

$$\frac{M y - m_f x_f}{M - m_f} = X_{\Pi} = \text{const.}; \quad (57)$$

$$\frac{M i_M - m_f i_f}{M - m_f} = I_{\Pi} = \text{const.} \quad (58)$$

Величины X_{Π} и I_{Π} называют *приведенной концентрацией* и *приведенной удельной энтальпией*. Из уравнений (57) и (58) следует, что приведенные удельная энтальпия и концентрация постоянны для любых сечений колонны. Точку на диаграмме $i - x$ с координатами X_{Π} и I_{Π} называют *полюсом*.

Из уравнений (57) и (58) получаем

$$\frac{m_f}{M} = \frac{X_{\Pi} - y}{X_{\Pi} - x_f} = \frac{I_{\Pi} - i_M}{I_{\Pi} - i_f}. \quad (59)$$

Уравнение (59) является условием прохождения прямой, называемой *полюсным лучом* (рис. 86), через три точки с координатами (x_f, i_f) , (y, i_M) и (X_{Π}, I_{Π}) .

Точка P с приведенными координатами X_{Π} , I_{Π} — полюс, из которого можно провести полюсные лучи, пересекающие кривые пара и жидкости в точках, характеризующих состояние жидкости и равновесного с ней пара в любом сечении колонны.

Из подобия треугольников $PEЖ$ и $PDг$ следует

$$PE/PD = m_f/M, \quad (60)$$

т. е. отношение отрезков PE и PD является отношением массы флегмы и пара. Если известна концентрация жидкости или пара

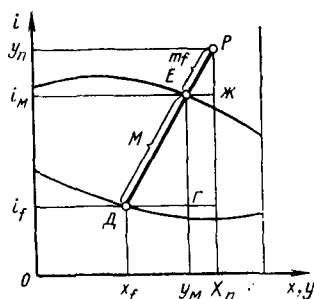


Рис. 86. Расположение полюсного луча и отношение между флегмой и паром

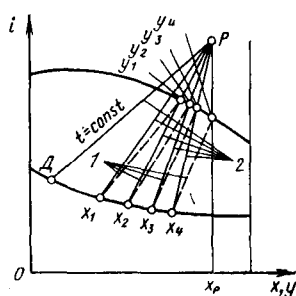


Рис. 87. Построение изотерм и полюсных линий для определения числа тарелок

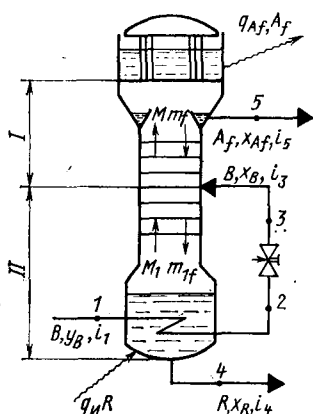


Рис. 88. Нижняя часть колонны двукратной ректификации

на одной из тарелок либо концентрация получаемых продуктов, то, зная положение полюса, можно определить количество тарелок в колонне.

На рис. 87 приведен график для определения теоретического числа тарелок в колонне, которое определяется построением изотерм 1 влажного пара и полюсных линий 2 с помощью диаграммы $i - x$ [5], начиная от точек пересечения полюсной линии, имеющей приведенные координаты X_{II} , I_{II} , с равновесными кри-

выми пара и жидкости. Число изотерм соответствует теоретическому числу тарелок.

Построение изотерм продолжается до тех пор, пока полюсный луч PD не совпадет с изотермой. В этом случае пар, уходящий с тарелки, будет иметь одинаковую концентрацию с кипящей жидкостью и теоретическое число тарелок будет бесконечно большим. На рис. 88 приведена схема нижней части колонны двукратной ректификации. Воздух B концентрацией y_B и удельной энтальпией i_1 поступает в змеевик куба нижней колонны, охлаждается, дросселируется и в виде жидкости концентрацией x_B и удельной энтальпией i_3 поступает в среднюю часть колонны.

Из отгонной части II колонны пар M_1 поступает в концентрационную I , где смешивается с паром, образовавшимся в результате дросселирования воздуха B .

Флегма m_f , стекающая в отгонную часть, смешивается с жидким воздухом, образовавшимся в результате дросселирования. Составим уравнения материального баланса (общего и по азоту) для нижней колонны

$$B = A_f + R; \quad (61)$$

$$By_B = A_f x_{A_f} + R x_R, \quad (62)$$

уравнение теплового баланса для колонны

$$B i_3 + q_{A_f} R = A_f i_5 + R i_4 + q_{A_f} A_f, \quad (63)$$

где $q_{A_f} A_f$ — теплота, переданная азотом кислороду в конденсаторе, Вт.

Из уравнений (61) и (62) следует

$$\frac{R}{A_f} = \frac{x_{A_f} - y_B}{y_B - x_R}; \quad (64)$$

$$\frac{B}{A_f} = \frac{R}{A_f} + 1 = \frac{x_{A_f} - x_R}{y_B - x_R}. \quad (65)$$

Разделив уравнение (63) на A_f , получим

$$\frac{B}{A_f} i_3 + \frac{R}{A_f} q_u = i_5 + \frac{R}{A_f} i_4 + q_{Af} \quad (66)$$

или, группируя члены,

$$\frac{B}{A_f} i_3 = \frac{R}{A_f} (i_4 - q_u) + (i_5 + q_{Af}). \quad (67)$$

Из уравнений (67), (64) и (65) имеем

$$\frac{i_3 - (i_4 - q_u)}{y_B - x_R} = \frac{(i_5 + q_{Af}) - i_3}{x_{Af} - y_{Bf}}. \quad (68)$$

Уравнение (68) представляет собой прямую, проходящую через три точки с координатами (y_B, i_3) , $(x_{Af}, i_5 + q_{Af})$; $(x_R, i_4 - q_u)$. Эту линию называют линией полюсов. Полюс P_1 для концентрационной части имеет приведенные координаты $X_{П1} = x_{Af}$ и $I_{П1} = i_5 + q_{Af}$. Полюс P_2 для отгонной секции имеет приведенные координаты $X_{П2} = x_R$ и $I_{П2} = (i_4 - q_u)$. Точка В с координатами (y_B, i_3) характеризует состояние воздуха, поступающего в колонну после дросселирования.

Линия, соединяющая два полюса P_1 и P_2 (главная полюсная линия), проходит через точку В, характеризующую вводимую в колонну смесь. В этом случае в колонне получается наименьшее число тарелок. Подробнее о месте ввода разделяемой смеси в колонну сказано в работе [8].

Координаты полюсов можно также определить из уравнений материальных и тепловых балансов для отгонной и концентрационной частей. Действительно,

$$M - m_f = A_f, \quad (69)$$

$$My - m_f x_f = A_f x_{Af}; \quad (70)$$

$$Mi_M - m_f i_f = A_f i_5 + A_f q_{Af}. \quad (71)$$

Решая совместно уравнения (69)–(71), получаем приведенные координаты полюса P_1 для концентрационной части

$$X_{П1} = \frac{My - m_f x_f}{M - m_f} = x_{Af}; \quad (72)$$

$$I_{П1} = \frac{Mi_M - m_f i_f}{M - m_f} = i_5 + q_{Af}. \quad (73)$$

Из уравнений материального баланса по азоту и теплового для отгонной секции находим

$$m_{f1} - M_1 = R; \quad (74)$$

$$m_{f1} x_{f1} - M_1 y_1 = R x_R; \quad (75)$$

$$m_{f1} i_{f1} - M_1 i_1 = R i_4 - R q_u. \quad (76)$$

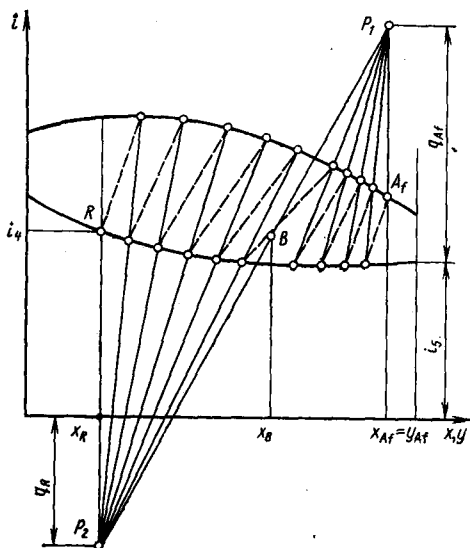
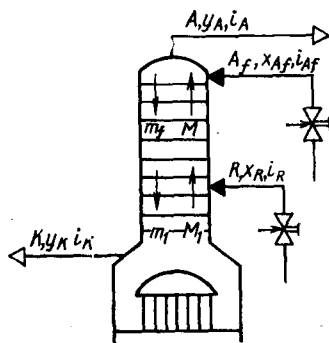


Рис. 89. Определение теоретического числа тарелок для концентрационной и отгонной секций нижней колонны

Рис. 90. Потоки в верхней колонне



Решая совместно уравнения (74)–(76), получаем приведенные координаты полюса P_2 для отгонной части

$$X_{П2} = \frac{m_{f1}x_{f1} - M_1y_1}{m_1 - M_1} = x_R; \quad (77)$$

$$I_{П2} = \frac{m_{f1}i_{f1} - M_1i_1}{m_1 - M_1} = i_4 - q_{II}. \quad (78)$$

Диаграмма $i - x$ для нахождения теоретического числа тарелок в нижней колонне приведена на рис. 89. Для определения числа тарелок строят изотермы влажного пара (штриховые линии) и полюсные линии.

Изотермы для отгонной и концентрационной частей колонны строят с помощью диаграммы $i - x$ [5]. Из точки R , характеризующей состояние жидкости в кубе колонны, проводят изотерму влажного пара до пересечения с изобарой кипения (давление нижней колонны). В эту точку, характеризующую состояние пара, поступающего к первой тарелке, проводят полюсную линию из полюса P_2 для отгонной части. Полюсная линия пересекает изобару конденсации в точке, характеризующей состояние жидкости на первой тарелке. Из этой точки снова проводят изотерму до пересечения с изобарой кипения, а в полученную точку — полюсную линию из полюса P_2 и т. д.

Число изотерм на графике ограничивается полюсной линией, проведенной из полюса P_1 концентрационной части через точку A_f на изобаре кипения, характеризующую состояние пара, поднимающегося с последней тарелки в трубное пространство конденсатора. Число изотерм соответствует теоретическому числу тарелок. Главная полюсная линия, соединяющая точки P_1 , B и P_2 , является границей

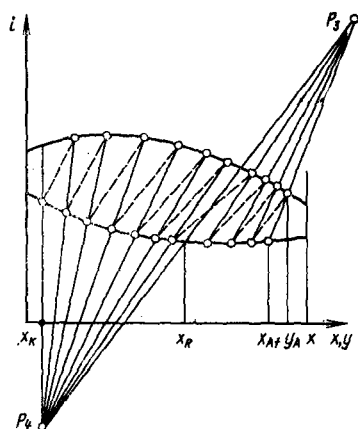


Рис. 91. Определение теоретического числа тарелок в верхней колонне

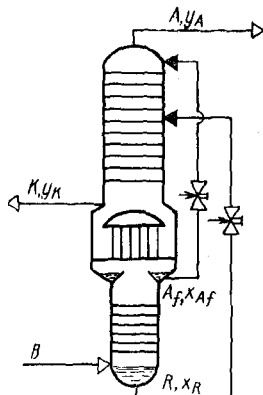


Рис. 92. Колонна двукратной ректификации

между изотермами отгонной и концентрационной частей. Для верхней колонны (рис. 90, 91) координаты полюсов определяют аналогично:

для концентрационной части приведенные координаты полюса

$$X_{ПЗ} = \frac{My - m_f x_f}{M - m_f} = \frac{Ay_A - A_f x_{Af}}{A - A_f}, \quad (79)$$

$$I_{ПЗ} = \frac{Mi_M - m_f i_f}{M - m_f} = \frac{Ai_A - A_f i_{Af}}{A - A_f}; \quad (80)$$

для отгонной части приведенные координаты полюса P_4

$$X_{П4} = y_K; \quad (81)$$

$$I_{П4} = i_K - q_K. \quad (82)$$

Определение числа тарелок для верхней колонны показано на рис. 91.

Пример 8. Графическое определение теоретического числа тарелок в колонне двукратной ректификации (рис. 92).

Исходные данные. Концентрации продуктов разделения, %, по азоту $y_K \approx 0,5$, $x_{Af} = 96$, $y_A = 98$, $x_R = 60$.

Удельные потери холода в окружающую среду $q_{o, c} = 100$ кДж/кг перерабатываемого воздуха; принимаем, что потери холода в окружающую среду происходят только в конденсаторе. Давление в верхней колонне $p_{в. к} = 0,133$ МПа.

Давление в нижней колонне определяем по диаграмме $T-S$, принимая температурный напор в конденсаторе $\Delta T_K = 2,4$ К. Температура конденсирующегося азота в трубках конденсатора $T_{Af} = T_{Kf} + \Delta T_K = 93,6 + 2,4 = 96$ К. В соответствии с диаграммой [8] давление в нижней колонне $p_{н. к} \approx 0,57$ МПа.

Массу продуктов разделения, получаемых из 1 кг перерабатываемого воздуха, находим из уравнений (22), (25), (26) и (28), кг:

$$A_f = \frac{y_B - x_R}{x_{Af} - x_R} = \frac{79 - 60}{96 - 60} = 0,528; R = 1 - A = 1 - 0,528 = 0,472;$$

$$K = \frac{y_A - y_B}{y_A - y_K} = \frac{98 - 79}{98 - 0,5} = 0,195; A = 1 - K = 1 - 0,195 = 0,805.$$

Определение координат полюса нижней колонны. Так как нижняя колонна состоит только из отгонной части, то для нахождения приведенной координаты $X_{П1}$ полюса P_1 воспользуемся уравнением (72) $X_{П1} = x_{Af} = 96\%$. Полюсная линия должна проходить через точки, характеризующие состояние входящего в колонну воздуха, жидкости куба колонны и полюса P_1 . Положение полюса P_1 на графике находим на пересечении прямой с координатой $X_{П1} = 96\%$ с прямой, проведенной через точки R и B , откуда $I_{П1} = 406$ кДж/кг.

Определение координат полюса P_2 . Для графического нахождения полюса P_2 концентрационной части верхней колонны воспользуемся выражением (60), для чего на прямой, проходящей через точки A и D , откладываем отрезок $P_2A = ADA_f/(A - A_f) = AD \cdot 0,528/(0,805 - 0,528) = AD \cdot 1,9$.

Приведенные координаты полюса

$$X_{П2} = 102\%, \quad I_{П2} = 595 \text{ кДж/кг.}$$

Приведенные координаты полюса P_2 можно определить и аналитически, воспользовавшись уравнениями (79) и (80):

$$X_{П2} = \frac{0,805 \cdot 98 - 0,528 \cdot 96}{0,805 - 0,528} = 102\%;$$

$$I_{П2} = \frac{0,805 \cdot 224 - 0,528 \cdot 35}{0,805 - 0,528} = 595 \text{ кДж/кг.}$$

В соответствии с уравнением (81) приведенная координата полюса P_3 $X_{П3} = y_K = 0,5\%$.

Для определения приведенной координаты $I_{П3}$ найдем удельную тепловую нагрузку конденсатора без учета притока теплоты из окружающей среды, для этого составим уравнение теплового баланса нижней колонны (см. рис. 92)

$$Bi_B = Ri_R + A_f i_{Af} + Q_K; \quad Q_K = Bi_B - Ri_R - A_f i_{Af}.$$

Для давления нижней колонны $p_{н.к} = 0,57$ МПа по диаграмме $i-x$ для соответствующих точек находим, кДж/кг:

$$i_B = 248, \quad i_{Af} = 35, \quad i_R = 93, \quad i_K = 338;$$

$$Q_K = 1 \cdot 248 - 0,472 \cdot 93 - 0,528 \cdot 35 \approx 186 \text{ кДж/кг.}$$

Удельная тепловая нагрузка конденсатора, кДж/кг,

$$q_K = Q_K/K = 186/0,195 = 954.$$

Из рис. 93 следует

$$I_{П3} = i_K + q_K = 338 - 954 = -616 \text{ кДж/кг.}$$

Таким образом, координаты полюса P_3 : $x_{П3} = 0,5\%$, $I_{П3} = -616$ кДж/кг.

В соответствии с построением имеем для отгонной секции семь тарелок, а для концентрационной — четыре.

Определим теоретическое число тарелок для нижней и верхней колонны методом Мак-Кэба и Тиле. Строим (рис. 94) кривую xu равновесного состояния жидкости x и пара u азотно-кислородной смеси для давления нижней колонны $p_{н.к} = 0,57$ МПа и проводим диагональ между точками этой кривой. Уравнение рабочей линии для нижней колонны

$$y = \frac{R}{R + A_f} x + \frac{A_f}{R + A_f} x_{Af},$$

где $R + A_f = B$.

$$\text{При } x = 0 \quad y = \frac{A_f}{B} x_{Af} = \frac{0,528 \cdot 96}{1} = 50,6\%,$$

$$\text{при } x = x_{Af} = 96\% \quad y = 96\%.$$

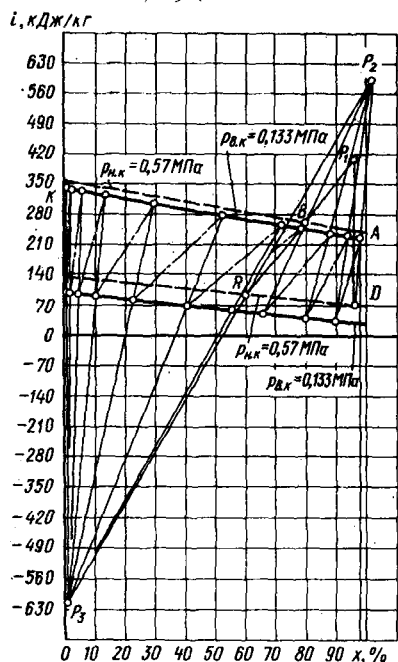
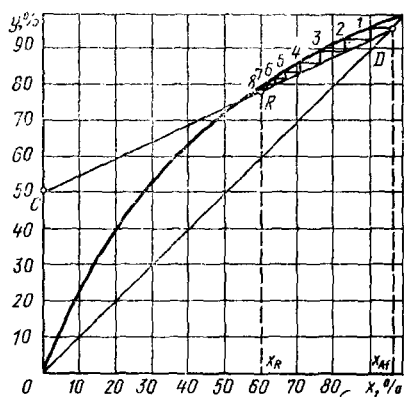


Рис. 93. Графическое определение теоретического числа тарелок

Рис. 94. Определение теоретического числа тарелок в нижней колонне методом Мак-Кэба и Тиле



На оси ординат находим точку C , откладывая $y = 50,6 \%$, и соединяем ее с точкой D , имеющей координату x_{A1} . Прямая представляет собой линию рабочей концентрации. Число ступенек (восемь) между кривой и рабочей линией соответствует теоретическому числу тарелок в нижней колонне.

Строим (рис. 95) кривую xu для давления верхней колонны $P_{в.к} = 0,133 \text{ МПа}$ и проводим диагональ между точками этой кри-

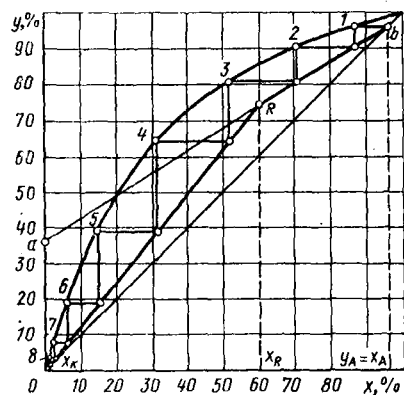
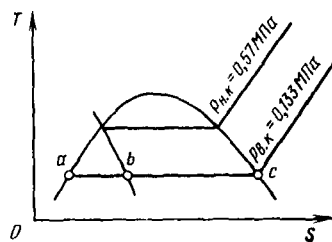


Рис. 95. Определение теоретического числа тарелок в верхней колонне методом Мак-Кэба и Тиле

Рис. 96. Определение количества жидкости и пара при дросселировании жидкого азота



вой. Принимаем концентрацию пара y_{Af} на верхней тарелке колонны, равной концентрации отходящего азота y_A , %:

$$y_{Af} = y_A = 96, \quad x_R = 60, \quad x_K = 0,5.$$

Из уравнения рабочей линии для концентрационной секции [см. уравнение (42)] получаем

$$\text{при } x = 0 \quad y = \frac{A - A_f}{M} x_{Af},$$

при $x = x_{Af}$ $y = x_{Af}$.

При дросселировании потока A_f с давления $p_{н.к}$ до $p_{в.к}$ часть жидкости испаряется и в колонну входит жидкость $(1 - \alpha) A_f$, где $(1 - \alpha)$ — доля массы жидкости при дросселировании; α — доля массы пара, образовавшегося при дросселировании.

По диаграмме $T - S$ для азота (рис. 96) находим $\alpha = ab/ac = 0,176$, где $ab = 20$ мм, $ac = 113,6$ мм

$$1 - \alpha = 0,824 \text{ и } A_{If} = 0,824 \cdot 0,528 = 0,435 \text{ кг.}$$

Образующийся пар в процессе ректификации не участвует и является частью отходящего азота, т. е. $M + \alpha A_f = A$, откуда

$$M = A - \alpha A_f = 0,805 - 0,176 \cdot 0,528 = 0,703 \text{ кг.}$$

Подставив M в уравнение рабочей линии при $x = 0$, получим $y_a = \frac{0,805 - 0,528}{0,703} 96 = 38\%$. Отложив это значение на оси ординат, проводим рабочую линию для концентрационной части ab .

Из точки, соответствующей концентрации кубовой жидкости $x_R = 60\%$, восстанавливаем перпендикуляр до пересечения с рабочей линией ab в точке R . Линия RC является рабочей линией для отгонной части верхней колонны. Точка C лежит на диагонали и соответствует содержанию азота $0,5\%$ в газообразном кислороде.

В соответствии с построением имеем три тарелки в концентрационной и пять тарелок в отгонной секции.

§ 1. УДАЛЕНИЕ МЕХАНИЧЕСКИХ ПРИМЕСЕЙ

Содержание механических примесей в воздухе. Пыль и другие твердые примеси, попадая в поршневые компрессоры, вызывают износ поршневых колец, клапанов и рабочих поверхностей цилиндров, а попадая в проточную часть турбокомпрессоров — износ лопаток рабочих колес, направляющего аппарата. Твердые частицы загрязняют поверхность труб, вследствие чего уменьшается эффективность теплообменника и увеличивается перепад давлений на входе и выходе из него (сопротивление). В конечном итоге наличие механических примесей в воздухе приводит к уменьшению производительности компрессоров и к преждевременной остановке дорогостоящего оборудования на ремонт.

На металлургических предприятиях содержание пыли в воздухе достигает $0,05 \text{ г/м}^3$. В этих условиях очистка воздуха совершенно необходима. Запыленность воздуха в районах расположения предприятий меняется в широких пределах в зависимости от удаленности от источников выброса пыли в атмосферу, сезонных и погодных условий и др.

Установлено, что почти во всех районах наиболее устойчивые концентрации пыли создают частицы размером $0,5 \dots 2 \text{ мкм}$. Крупные частицы пыли (более 10 мкм) оседают быстро и обычно являются временным загрязнением, чаще всего это продукты ветровой эрозии, выбросы котельных и промышленных предприятий.

Конструкция пылеулавливающих фильтров. Фильтры для очистки воздуха и газов от механических примесей и пыли устанавливают на всасывающих трубопроводах компрессоров. Выбор типа воздушного фильтра и его устройство зависят от количества перерабатываемого воздуха. Для небольших воздухоразделительных установок, где весь воздух сжимается в поршневых компрессорах, а количество перерабатываемого воздуха не превышает $2000 \text{ м}^3/\text{ч}$, применяют висциновые фильтры (рис. 97).

Фильтр состоит из стального цилиндрического корпуса 1, в средней части которого установлена выдвижная кассета 2 с сеткой 3, днищем и крышкой. Кассета заполнена металлическими кольцами Рашига, смоченными маслом. Скорость входящего через нижний патрубок воздуха уменьшается в нижней камере фильтра, и крупные частицы пыли оседают на дно корпуса. Мелкие пылинки налипают на кольца Рашига. Очищенный воздух через верхний патрубок

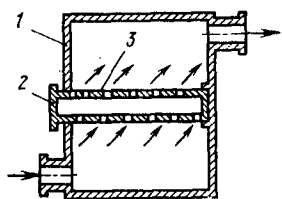


Рис. 97. Висциновый воздушный фильтр

поступает во всасывающий коллектор компрессора. Размеры фильтра выбирают в зависимости от количества очищаемого воздуха, чтобы его скорость в аппарате составляла не более 0,3 ... 0,5 м/с. Толщина слоя колец Рашига 60 ... 70 мм.

Эффективность улавливания крупных частиц и пылеемкость зависят от качества промасливания и свойств масла. Со временем удерживающая способность масляной пленки снижается, так как масло впитывается пылью и эффективность фильтра может снизиться. Масло для смазывания фильтров выбирают достаточно вязкое и мало испаряющееся, оно не должно замерзать при температуре до 243 К. Этим требованиям удовлетворяет висциновое масло, представляющее собой смесь 60 % цилиндрового и 40 % солярового масел. Вместо висцинового масла применяют трансформаторное масло.

Для увеличения площади фильтрования параллельно устанавливают необходимое число кассет с кольцами Рашига. По мере накопления пыли перепад давлений на фильтре увеличивается. При перепаде давлений 294 ... 392 Па кольца Рашига промывают керосином. После просушивания кольца смазывают свежим маслом. Постепенное увеличение сопротивления фильтра приводит к тому, что производительность компрессора, а следовательно, и воздухо-разделительной установки снижается. Кроме того, по мере загрязнения фильтра часть пыли начинает проходить через компрессор.

В крупных воздуходелительных установках используют непрерывно действующие, самоочищающиеся цепные фильтры, устанавливаемые в воздухоприемных камерах турбокомпрессорных агрегатов (рис. 98). Рамки с сетками 2, служащими для задержания пыли, прикреплены к медленно движущейся пластинчатой цепи 1. При движении цепи рамки с сетками (шторки) накладываются друг на друга, образуя сплошную поверхность, смоченную маслом. Шторки периодически проходят через резервуар с маслом 3, расположенный в нижней части фильтра. Осевшая на сетках пыль остается в резервуаре, таким путем сетки непрерывно очищаются и смазываются маслом. Скорость движения цепи 1,8 мм/мин. В цепных фильтрах удерживается около 98 % пыли, содержащейся в воздухе. Недостаток цепных фильтров — частичное загрязнение воздуха маслом, что нежелательно для турбокомпрессоров.

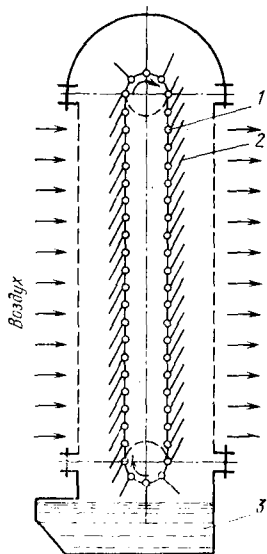


Рис. 98. Схема цепного фильтра непрерывного действия

Аналогично устроены воздушные сетчатые фильтры, применяемые в крупных воздуходелительных установках. Они состоят из непрерывно движущейся в вертикальной плоскости фильтрующей бесконечной металлической сетки и масляной ванны. При прохождении через ванну загрязненные участки сетки отмываются от пыли и вновь промасливаются, а пыль оседает на дне ванны в виде шлама. Скорость потока воздуха в таких фильтрах не должна превышать 3 м/с. В таких фильтрах последовательно установлены две сетки. Они представляют собой непрерывную ленту и натянуты на валы (верхний — ведущий, а нижний — натяжной). Первая сетка перемещается со скоростью 0,003 м/с, вторая — 0,001 м/с. Таким образом, воздух проходит последовательно через четыре сетки.

В масляной ванне расположено устройство для удаления шлама, механизм промывки сеток, два элемента для подогрева масла в зимнее время и маслоотъемник для снятия излишков масла с сеток. Фильтрующие сетки, шламоудаляющее устройство и промыватель сеток приводятся в движение электрическим приводом через систему тяг и рычагов. Степень очистки воздуха в таких фильтрах зависит от дисперсности и концентрации пыли и составляет 90 ... 98 % для частиц пыли крупнее 3 мкм, для более мелкой пыли эффективность снижается до 60 %.

Скорость движения сеток регулируют таким образом, чтобы масло успевало стечь обратно в ванну и не захватывалось воздушным потоком. По мере насыщения масла пылью оно густеет, при этом ухудшается отмывка сеток и увеличивается сопротивление фильтра.

В тех случаях, когда попадание масла в компримируемый воздух недопустимо, вместо масла в ванну самоочищающихся фильтров заливают водоглицериновый раствор, содержащий 20 ... 70 % дистиллированного глицерина, 2 % хромовокислого калия (для снижения коррозионной активности раствора) и 0,13 % едкого натра (по отношению к массе глицерина).

Пройдя очистку от пыли в самоочищающемся фильтре, воздух поступает во вторую ступень камеры фильтров — сухой рулонный фильтр. Он представляет собой коробчатый каркас, в верхней части которого расположена катушка с намотанным на нее чистым фильтрующим материалом (в виде мата), который подается через проем для прохода воздуха и наматывается на нижнюю катушку по мере забивки материала пылью.

Фильтрующими материалами в сухих рулонных фильтрах служат упругие маты из синтетических волокон или стекловолокна. Полотно фильтра имеет длину до 20 м. Вследствие упругости материал, наматываясь на катушки, может утончаться до 3 ... 4 мм. При сматывании с катушки материал вновь принимает первоначальную форму.

Для закрепления фильтрующего материала на катушках имеется скоба, прокалывающая полотно в первом витке. Фильтрующий материал воспринимает давление проходящего через него воздуха. Для предупреждения прогиба материала под давлением воздуха, нарушения структуры и разрыва при перематке за материалом

установлена подвижная решетка. Она собрана из тонких стальных стержней, укрепленных в ушках двух цепей, расположенных симметрично за каждым из полотен. Для натяжения решеток служат болты, на которые подвешены верхние оси звездочек цепей решеток.

На фильтрах установлены датчики дифференциальных манометров или реле времени. При достижении заданного перепада давлений прибор автоматически включает электродвигатель и материал фильтра передвигается на определенную длину. При этом сопротивление фильтра снижается и материал остается неподвижным до накопления новой порции пыли. После запыления всего материала рулон заменяют новым, так как его нельзя использовать повторно.

Сопротивление фильтра составляет 98 ... 117 Па. Пылеемкость матов, имеющих переменные плотность и размеры волокон по глубине, достигает 1 кг/м^2 ; эффективность очистки от частиц пыли размерами до 10 мкм составляет около 90 %. Воздушные фильтры не требуют специального обслуживания. Необходимо лишь следить за чистотой всасывающей трубы и отсеков пыльной камеры, не допускать скопления в них атмосферных осадков, а также контролировать сопротивление фильтра.

§ 2. ОСУШКА ВОЗДУХА И ГАЗОВ

Содержание влаги в воздухе. Содержащиеся в воздухе или газе водяные пары, попадая в теплообменные аппараты, трубопроводы и арматуру криогенных установок, блоков разделения воздуха, превращаются в лед и забивают аппаратуру. Количество влаги, содержащейся в воздухе или газе, зависит от температуры, давления и относительной влажности.

Относительной влажностью φ называют отношение количества водяных паров, содержащихся в воздухе или газе, к количеству паров, насыщающих воздух или газ при данной температуре. Количество водяных паров в граммах, содержащихся в 1 м^3 воздуха или газа при данной температуре, называют *абсолютной влажностью*. *Точка росы* — температура, при которой в воздухе или газе начинает конденсироваться влага.

С повышением температуры количество водяных паров, насыщающих воздух, увеличивается, а с понижением — уменьшается. При 298 К в 1 м^3 воздуха содержится, например, 15 г водяных паров. Наибольшее количество влаги, которое может содержаться в 1 м^3 воздуха при этой температуре, равно 22,9 г. При 298 К относительная влажность $\varphi = 15/22,9 \cdot 100 = 65,5 \%$. Если этот влажный воздух охладить до 293 К, то его относительная влажность возрастает до $\varphi = 15/17,2 \cdot 100 = 87 \%$. Таким образом, охлаждение ненасыщенного влажного воздуха приводит к увеличению относительной влажности.

При охлаждении сжатого воздуха в теплообменниках воздухо-разделительного аппарата ниже точки росы из него выделяется влага и замерзает при температуре $\approx 273 \text{ К}$. Это приводит к быстрой закупорке льдом теплообменников, и работа установки становится

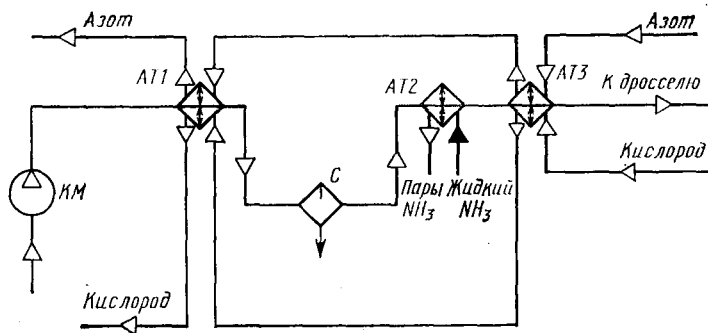


Рис. 99. Принципиальная схема осушки воздуха вымораживанием

невозможной. Поэтому воздух перед подачей в аппараты подвергают осушке.

Методы осушки. В воздухоразделительных установках, работающих по циклу низкого давления, осушку воздуха осуществляют в регенераторах. В установках, работающих по циклам высокого и среднего давления, применяют следующие методы осушки воздуха и газов: вымораживание влаги в блоках предварительного аммиачного охлаждения или в попеременно работающих теплообменниках (вымораживателях); адсорбцию влаги силикагелем, активным глиноземом, цеолитами в блоках осушки и очистки воздуха.

Эффективность осушки определяют по точке росы осушенного воздуха или газа.

Вымораживание влаги. При понижении температуры воздуха количество водяных паров в нем резко уменьшается. При сильном охлаждении воздуха или газа можно полностью удалить из него влагу. Воздух или газ при осушке вымораживанием (рис. 99) пропускают через систему теплообменников, охлаждаемых обратным потоком (например, азотом и аммиаком). Холод обратного потока используют для предварительного охлаждения воздуха до поступления его в аммиачный теплообменник.

В предварительном теплообменнике AT1 воздух охлаждается обратным потоком до температуры 275 ... 278 К. Этот теплообменник называют охладителем, так как в нем при охлаждении от 303 до 278 К конденсируется значительная часть водяных паров. Выделившаяся влага отделяется во влагоотделителе и удаляется через продувочный вентиль. Далее воздух поступает в аммиачный теплообменник AT2, в котором охлаждается до температуры 228 К.

Аммиачные теплообменники выполняют в виде вертикального кожухотрубного аппарата. Воздух и жидкий аммиак поступают в нижнюю часть аппарата и выходят сверху. Вследствие большой высоты теплообменника в нижней части аммиак находится под несколько большим давлением (гидростатический столб жидкости) и имеет несколько более высокую температуру, чем в верхней части. Поэтому одинаковое направление воздуха и паров аммиака обеспе-

чивает получение более низкой температуры воздуха при выходе из теплообменника. Конструктивно аммиачный теплообменник состоит из пучка цельнотянутых стальных труб, развальцованных в стальных решетках и заключенных в кожух. Воздух движется в межтрубном пространстве снизу вверх, а жидкий аммиак, кипящий под давлением ниже атмосферного и имеющий температуру кипения 223 К, — в трубках в том же направлении. Корпус изготовляют из углеродистой стали.

Для непрерывной работы устанавливают два теплообменника. Влага, содержащаяся в воздухе, вымораживается в виде льда на трубках; воздух направляют в один из теплообменников, в то время как другой ставят на оттаивание, которое производится горячими парами аммиака, отбираемыми с нагнетания аммиачного компрессора. В процессе отогрева одного из теплообменников лед тает и влага удаляется продувкой.

В некоторых установках высокого давления вместо аммиачных теплообменников применяют теплообменники-вымораживатели, в которых воздух охлаждается до 228 К ... 223 К. В этом случае для вымораживания влаги расходуется некоторое количество холода и, следовательно, затрачивается некоторое дополнительное количество энергии, но это компенсируется значительным упрощением оборудования. Отпадает необходимость в аммиачной холодильной установке с компрессором, конденсатором, аммиачными теплообменниками, а также в обслуживающем персонале и дополнительных сооружениях.

Недостаток метода осушки воздуха вымораживания состоит в следующем. Влага воздуха, прошедшего аммиачный теплообменник или теплообменник-вымораживатель, за короткий промежуток времени накапливается в виде льда в основном теплообменнике АТЗ и забивает его. Поэтому приходится через каждые 30 ... 40 сут ставить основной теплообменник на отогрев для удаления влаги. Неудобство системы вымораживателей состоит также в том, что большое количество переключающей арматуры усложняет конструкцию и обслуживание установки, поэтому применяют этот метод ограниченно.

Осушка с помощью адсорбентов. Адсорбционный метод осушки воздуха или других газов основан на свойстве ряда пористых твердых тел — адсорбентов — поглощать водяные пары. Адсорбенты характеризуются широко развитой внутренней поверхностью, порядка сотен квадратных метров на один грамм.

Адсорбция происходит следующим образом. Приближаясь к поверхности адсорбента на расстояние, соизмеримое с атомными размерами ($\sim 10^{-8}$ см), молекула водяного пара попадает в электрическое поле поверхностных ионов адсорбента и поляризуется. Поляризованные молекулы водяного пара, удерживаемые поверхностными ионами адсорбента, и составляют адсорбционный слой водяного пара. Количество адсорбируемого водяного пара зависит от количества поверхностных ионов, способных своим электрическим полем удерживать вблизи себя молекулы водяного пара.

Процесс адсорбции протекает экзотермически. Выделяющаяся теплота адсорбции снижает эффективность осушки. При осушке воздуха высокого давления теплота адсорбции незначительна, так как газ содержит мало влаги, и поэтому теплота в достаточной степени отводится самим осушаемым газом. При осушке воздуха и газов низкого давления, содержащих большее количество водяных паров, выделяется значительно больше теплоты и адсорбент приходится дополнительно охлаждать. Наличие в осушаемом воздухе или газе капельной влаги и масла снижает активность адсорбента.

При прохождении воздуха слои адсорбента насыщаются влагой. Слой адсорбента, после которого воздух выходит осушенный, называют высотой работающего слоя. В процессе адсорбции высота работающего слоя постепенно увеличивается и в какой-то момент времени достигает полной высоты засыпанного в адсорбер адсорбента. После этого воздух начнет выходить из адсорбера неполностью осушенным. Время от начала адсорбции до начала роста концентрации водяного пара в осушенном воздухе называют временем защитного действия. Адсорбировать влагу на одном и том же адсорбенте можно только в пределах времени защитного действия. Для восстановления осушающей способности насыщенного влагой адсорбента его регенерируют нагретым в электроподогревателе азотом или воздухом.

Для повышения адсорбционной способности адсорбента необходимо понижать его температуру и наоборот — для удаления адсорбированной пленки водяных паров с поверхности адсорбента необходимо повышать его температуру. В кислородном и криогенном производствах в качестве адсорбентов используют силикагель, активный глинозем, активную окись алюминия, цеолиты.

Силикагель представляет собой твердое, стекловидное, химически инертное, однородное вещество, состоящее на 99 % из двуокиси кремния SiO_2 . Его выпускают в виде крупных или мелких (3 ... 7 мм) зерен белого или светло-желтого цвета круглой или неправильной формы.

Активный глинозем содержит 92 % окиси алюминия, остальное — различные примеси; химически инертен, не ядовит, не растворяется в воде. Его выпускают в виде непрозрачных зерен неправильной формы белого или светло-серого цвета размером 3 ... 7 мм. Он должен поглощать не менее 14 массовых долей влаги от общей массы адсорбента. Активный глинозем получают обезвоживанием (путем герметической активации) тригидрата окиси алюминия, как и силикагель, он имеет тонкую пористую структуру.

Активная окись алюминия (алюмогель) — химически инертное вещество, не растворяющееся в воде, достаточно прочное и устойчивое к испарению. По составу она аналогична активному глинозему, но имеет меньше примесей, поэтому имеет более высокую стоимость. Активную окись алюминия получают дегидратацией тригидрата окиси алюминия при его термической обработке.

Цеолиты — наиболее эффективные адсорбенты. Их иногда называют молекулярными ситами. Цеолиты — это алюмосиликаты

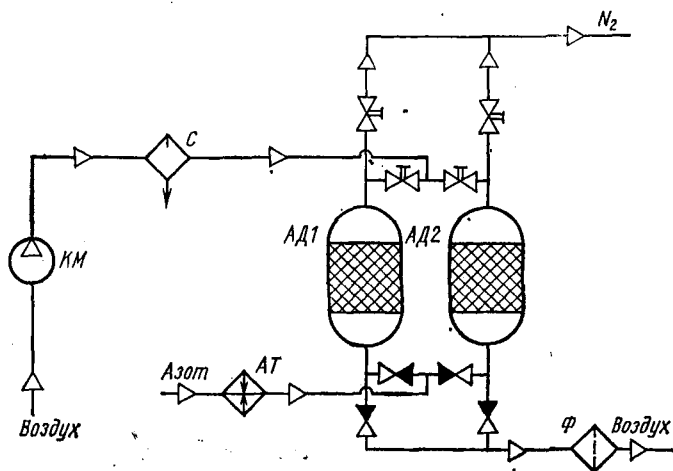


Рис. 100. Схема блока адсорбционной осушки воздуха

щелочного или щелочноземельного металла. Как адсорбенты цеолиты бывают природные и синтетические. Пористую структуру и очень хорошие адсорбирующие свойства они приобретают после обезвоживания. Так как обезвоживание цеолитов не приводит к изменению кристаллической решетки, то после удаления кристаллизационной воды в цеолитах получаются чрезвычайно тонкие, одинаковые по размерам поры, и пропускают они в свои полости (адсорбируют) только те газы, молекулы которых имеют диаметры, меньше диаметра пор.

Схема блока адсорбционной осушки приведена на рис. 100. Сжатый в компрессоре КМ воздух проходит влагоотделитель С и поступает в один из попеременно работающих адсорберов АД1 или АД2, где осушается. Затем воздух очищается от пыли адсорбента в фильтре Ф и направляется в блок разделения. После насыщения адсорбента парами воды осушаемый поток воздуха направляют в чистый адсорбер. Насыщенный влагой адсорбент ставят на регенерацию для восстановления адсорбционной способности. При регенерации через адсорбер пропускают сухой нагретый в электроподогревателе АТ азот, который выбрасывают затем в атмосферу. Таким образом, в целях непрерывности осушки воздуха в блоке осушки предусмотрено два адсорбента. Когда в одном из баллонов происходит поглощение влаги, в другом идет регенерация и охлаждение адсорбента.

Если в качестве адсорбента применяют силикагель, то азот нагревают в электроподогревателе до 443 ... 453 К, а если активный глинозем или алюмогель, то до 523 ... 553 К. Окончание регенерации определяют по температуре азота на выходе из адсорбера. В процессе регенерации температура влажного азота на выходе из адсорбера равна 313 ... 323 К, так как процесс десорбции происходит с поглощением тепла. По окончании десорбции температура азота

начинает быстро возрастать и при достижении 353 ... 363 К регенерацию адсорбента прекращают, т. е. выключают электроподогреватель. После отключения электроподогревателя температура выходящего газа (азота) еще некоторое время повышается в результате переноса теплоты от первых слоев адсорбента к последним, а затем начинает снижаться. Время до переключения адсорберов используют для охлаждения азотом адсорбера и адсорбента до первоначальной температуры. Десорбция и охлаждение обеспечивают регенерацию адсорбента — возвращение его к состоянию, которое он имел перед началом адсорбции.

Для контроля и регулирования температуры служат контактные термометры, автоматически отключающие подогреватель при превышении заданной температуры и включающие его при снижении заданной температуры. Для отключения подогревателя в случае снижения расхода азота ниже установленного предела служит реле расхода.

Комплексная очистка и осушка воздуха с использованием цеолитов. В современных воздухоразделительных установках, работающих по циклам высокого и среднего давлений, для комплексной очистки перерабатываемого воздуха от паров воды двуокиси углерода, ацетилена и других углеводородов используют цеолиты.

В блоке комплексной очистки имеются два переключаемых адсорбера, заполненных синтетическим цеолитом NaX. Применение блоков комплексной очистки снижает эксплуатационные расходы и упрощает схемы воздухоразделительных установок, так как из схем исключают блок щелочной очистки, блоки осушки воздуха и адсорберы ацетилена. Это позволяет сократить производственную площадь, занимаемую установкой, увеличить время работы установки до капитального ремонта, снизить удельный расход энергии, повысить надежность и безопасность работы установки.

В целях повышения эффективности работы блока комплексной очистки воздух перед поступлением в адсорбер предварительно охлаждают в теплообменнике-ожижителе до температуры 278 К и пропускают через влагоотделитель. В блок очистки помимо двух адсорберов входят фильтр, электроподогреватель, газодувка, контрольно-измерительные приборы и автоматика, арматура, кожух, изоляция. Схема компоновки этого оборудования аналогична схеме блока адсорбционной осушки воздуха. Сжатый в компрессоре до необходимого давления и предварительно охлажденный воздух поступает в один из попеременно работающих адсорберов блока очистки для осушки от влаги и очистки от двуокиси углерода и углеводородов; затем воздух очищается от пыли и направляется в блок разделения.

Поглощающая способность цеолитов зависит от адсорбируемого газа; она наименьшая для CO_2 . Поэтому длительность цикла очистки воздуха и размеры адсорберов при использовании цеолитов определяются степенью очистки воздуха от двуокиси углерода. После насыщения адсорбционную способность цеолитов необходимо восстановить, т. е. провести их регенерацию, заключающуюся в про-

греве адсорбента сухим азотом. Регенерацию адсорбента проводят противотоком.

В целях экономии расхода чистого азота для регенерации цеолитов НПО «КРИОГЕНМАШ» рекомендует метод циркуляционной регенерации цеолитов. В этом случае азот из блока разделения воздуха поступает в циркуляционный контур на всасывание газодувки, сжимается в ней до 0,17 МПа и нагретый в электроподогревателе до 653 ... 673 К направляется на десорбцию цеолита во второй адсорбер. Из регенерирующего адсорбера азот поступает в водяной холодильник и затем возвращается в газодувку. Удаление двуокиси углерода и влаги из системы циркуляции производят путем сброса в атмосферу 30 % десорбирующегося азота с одновременной подпиткой циркуляционного контура таким же количеством сухого чистого азота из блока разделения. Десорбция адсорбента заканчивается при достижении температуры на выходе из адсорбера 536 К. Затем электроподогреватель отключается, и адсорбент охлаждается этим же азотом. При охлаждении адсорбента азот из системы в атмосферу не сбрасывается, а после газодувки он охлаждается во втором холодильнике. Процессы адсорбции, десорбции и охлаждения, переключение арматуры, включение и отключение электроподогревателя производятся автоматически по заданной программе.

Параметры воздуха, прошедшего комплексную очистку, следующие: содержание влаги соответствует точке росы 203 К, двуокиси углерода не более $3 \cdot 10^{-4} \%$ в перерабатываемом воздухе, ацетилена и углеводородов не более $3,6 \cdot 10^{-4} \%$.

Конструкция блока осушки. В состав блока адсорбционной осушки воздуха входят два адсорбера, представляющие собой стальные одnogорловые баллоны, рассчитанные на соответствующее рабочее давление. Уплотнение между крышкой и корпусом адсорбера осуществляется медным или алюминиевым кольцом, которое прижато конической поверхностью крышки к корпусу. Нижняя часть корпуса заканчивается горловиной с фланцем, к которому крепят патрубок с перфорированным корпусом, обтянутым сеткой. Конус с сеткой служит фильтром для улавливания пыли адсорбента. Чтобы предотвратить истирание адсорбента, в верхней части адсорбера предусмотрена плавающая решетка, которая прижимается к слою адсорбента усилием пружины, передаваемым от крышки через нажимной диск.

В некоторых блоках для улавливания пыли фильтр устанавливают отдельно от адсорбера. Фильтр выполняют в виде цилиндрического сосуда высокого давления, внутри которого установлен фильтрующий элемент из керамики с порами 120 ... 40 мкм, пористого металла или перфорированный стакан, обтянутый фильтрующей тканью (войлоком). Войлочные фильтры удобнее в эксплуатации, оказывают меньшее сопротивление потоку воздуха и легче очищаются от пыли, но через них нельзя пропускать газы высокой температуры.

Адсорберы заключены в кожух, заполненный теплоизоляцией. Электроподогреватель азота состоит из корпуса, в который устанавливают нагревательные элементы. В качестве нагревательных эле-

ментов в подогревателе использованы так называемые свечи, внутри которых заключены нагревательные спирали или коррозионно-стойкие трубки. Свечу с помощью лап подвешивают к крышке подогревателя, в который закреплены токоподводящие шпильки. Нагреватель устанавливают рядом с блоком осушки или в его кожухе для уменьшения длины трубопровода горячего азота. Корпус электроподогревателя и трубопровод горячего азота изолированы в целях снижения потерь теплоты в окружающую среду.

Арматура блока осушки должна обеспечивать высокую герметичность, малые гидравлические сопротивления на потоке регенерирующего газа и открываться без значительного усилия. Арматура работает в условиях частых переключений и при высоких температурах. Поэтому в установках высокого давления применяют вентили с шариковым запорным органом, что позволяет обеспечить надежное уплотнение. Рассмотрим основные конструктивные характеристики важнейших узлов блока комплексной очистки воздуха ЦБ 22000/32, который является составной частью установки разделения воздуха КЖАААрж-6.

Адсорбер представляет собой цилиндрический сосуд диаметром 1800 мм с эллиптическими днищами, заполненный цеолитом NaX (срок непрерывной работы цеолита три года). Верхняя решетка с сеткой имеет коническую форму. Нижняя решетка с закрепленной сеткой плоская. Адсорбер изготавливают из стали 20К. Адсорбент засыпают через верхнюю горловину, удаляют через боковой люк.

В один адсорбер загружают 9500 кг при относительной влажности 5 %. Воздух для очистки поступает сверху вниз, регенерирующий поток азота — снизу вверх.

Фильтр предназначен для очистки от пыли потока воздуха из адсорберов. Он состоит из корпуса и фильтрующей вставки. Фильтрующим элементом служит сетка, покрытая шинельным сукном. Корпус фильтра изготавливают из стали 20. Для извлечения фильтрующей вставки и очистки ее от пыли корпус фильтра имеет съемную крышку.

Холодильник представляет собой теплообменный аппарат типа «труба в трубе». Внутренняя труба с внешней стороны имеет продольные ребра. Азот идет по кольцевому пространству, вода — внутри трубы меньшего диаметра. Холодильник разборный. Это позволяет вынимать внутренний пучок труб. Аппарат изготавливают из углеродистой стали. Газодувка представляет собой центробежную машину типа 2 ТГ-80-1,8, предназначена для обеспечения циркуляции регенерирующего азота.

Электроподогреватель состоит из коррозионно-стойкого корпуса и свечи. Свеча представляет собой сердечник, на который намотана лента из нихрома. Мощность подогревателя 540 кВт.

Компоновка оборудования блока очистки ЦБ 22000/32 следующая: адсорберы и теплая арматура расположены в кожухе с теплоизоляцией; арматура, через которую не проходит горячий азот, крепится на кожухе блока снаружи; на кожухе также закреплены манометры для контроля давления в адсорберах. Для доступа к вну-

триблочной арматуре при устранении неисправности и для выгрузки цеолита из адсорберов при его замене в кожухе блока имеются люки. Электроподогреватель изолирован и установлен в непосредственной близости от блока очистки.

§ 3. ОЧИСТКА ВОЗДУХА ОТ ДВУОКИСИ УГЛЕРОДА

Содержание двуокиси углерода в воздухе. Двуокись углерода, попавшая в воздухоразделительный аппарат в виде снега, забивает арматуру, ректификационные тарелки. Забивка ею колонны и дроссельных вентилей нарушает нормальную работу установки, вследствие чего блок разделения приходится останавливать на полный отогрев. Поэтому тщательная очистка воздуха от двуокиси углерода является необходимым условием для нормальной работы кислородной установки. Содержание двуокиси углерода в воздухе колеблется в пределах 0,03 ... 0,04 % (по объему). Она замерзает при 216,4 К и давлении 0,528 МПа (тройная точка). При меньшем давлении двуокись углерода переходит из газообразного состояния в твердое, минуя жидкое, или наоборот — из твердого состояния в газообразное (сублимация). При $p = 0,1$ МПа температура сублимации 134,1 К. Начало выпадения двуокиси углерода зависит от ее парциального давления в воздухе. Нормальное парциальное давление двуокиси углерода в воздухе $3 \cdot 10^{-5}$ МПа. При высоком давлении воздуха в блоках разделения парциальное давление двуокиси углерода может достигать 0,006 МПа, поэтому выпадение двуокиси углерода из воздуха в блоке разделения возможно только в твердом виде.

Методы очистки воздуха от углекислоты. В воздухоразделительных установках для очистки воздуха от двуокиси углерода применяют химический или физический метод. Химический метод используют в установках, работающих по циклам высокого и среднего давлений. Воздух, проходя специальные аппараты (декарбонизаторы или скрубберы), орошается водным раствором едкого натра. При этом происходит реакция $2\text{NaOH} + \text{CO}_2 \rightarrow \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{O}$. Для поглощения 1 кг углекислоты нужно затратить 1,82 кг едкого натра. Аппараты для химической очистки воздуха от двуокиси углерода устанавливают между I и II или II и III ступенями воздушного компрессора.

Химический метод очистки имеет следующие недостатки: необходимость использования специального оборудования для очистки и приготовления щелочи; невысокая степень очистки; наличие потенциального источника для несчастного случая при работе обслуживающего персонала со щелочью; дополнительные эксплуатационные расходы.

Физические методы очистки воздуха от двуокиси углерода основаны на ее вымораживании, адсорбции и отмывке при низких температурах кубовой жидкостью. Эти методы не имеют указанных выше недостатков и, обеспечивая хорошую очистку воздуха, позволяют увеличить продолжительность работы установки до капитального ремонта (рабочая кампания).

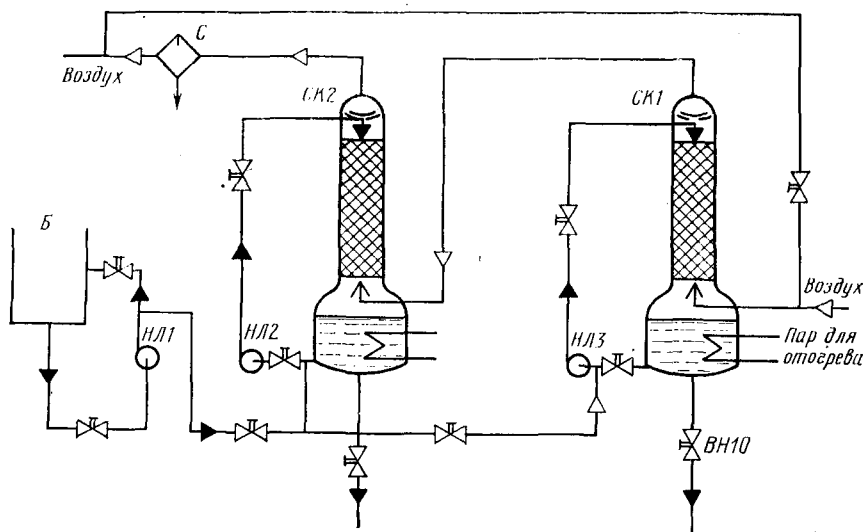


Рис. 101. Схема скрубберной установки

Вымораживание углекислоты осуществляют в регенераторах или теплообменниках. Процесс начинается в том сечении теплообменного аппарата, где температура воздуха равна точке росы двуокиси углерода при парциальном давлении в потоке очищаемого воздуха.

Адсорбция осуществляется при низких температурах в газовых адсорберах. Часть воздуха (прямой поток) отбирается из регенератора или теплообменника и направляется в силикагелевый адсорбер при температуре, близкой к точке вымерзания двуокиси углерода при имеющемся давлении воздуха. В некоторых установках, работающих по циклу низкого давления, этот метод применяют для очистки от двуокиси углерода потока, отбираемого из регенераторов в детандер при давлении 0,5 ... 0,6 МПа и температуре 143 К.

Отмывка твердой двуокиси углерода жидким воздухом осуществляется на тарелках нижней колонны. Метод применяют в установках, в которых производится предварительная очистка воздуха от двуокиси углерода методом вымораживания. Во избежание забивки дроссельных вентилей и ректификационных тарелок кубовую жидкость в таких установках следует очищать в фильтрах, где отделяется твердая углекислота. В отфильтрованной кубовой жидкости остается около $3 \cdot 10^{-3} \% \text{CO}_2$. Этот остаток затем поглощается при прохождении жидкости через адсорбер, после чего она поступает в верхнюю колонну и колонну сырого аргона. Из фильтра твердую двуокись углерода удаляют путем подогрева.

Скрубберы и декарбонизаторы. Скруббер представляет собой емкость, заполненную кольцами Рашига, нижняя часть которой является сборником для щелочного раствора. В скрубберных установках (рис. 101) происходит непрерывная циркуляция щелочного раствора и орошение им поднимающегося воздуха. Воздух из I

(II) ступени компрессора поступает в нижнюю часть башни скруббера *СК1* (над уровнем жидкости) и идет снизу вверх навстречу стекающему раствору. Затем воздух поступает во второй по ходу скруббер *СК2*, в котором происходит окончательная его очистка от уголекислоты. После скруббера *СК2* на потоке воздуха установлен щелочоотделитель *С*, пройдя который воздух поступает во II (III) ступень компрессора. Насадка из колец Рашига служит для увеличения поверхности соприкосновения воздуха с раствором щелочи, что улучшает процесс поглощения двуокиси углерода. В верхней части башни скруббера установлен сепаратор для улавливания капель раствора, уносимых потоком воздуха. Собирающийся в нижней части скруббера раствор непрерывно перекачивается центробежным насосом. Таким образом, насос *НЛЗ* обеспечивает циркуляцию щелочи в скруббере *СК1*, а насос *НЛ2* — в скруббере *СК2*.

Количество уголекислоты, поглощаемой едким натром, зависит от содержания NaOH в растворе и определяется степенью использования щелочного раствора. Едкий натр хорошо поглощает двуокись углерода при его степени использования 50 ... 70 % (степенью использования щелочи называют отношение количества связанного NaOH к его первоначальному количеству, выраженное в процентах), в дальнейшем реакция связывания CO_2 протекает менее интенсивно и при степени использования раствора 90 % эффективность очистки воздуха ухудшается в несколько раз по сравнению с очисткой свежим раствором. Поэтому при химическом методе очистки воздуха от уголекислоты, как правило, в схему включают два скруббера (см. рис. 101). В первом по ходу воздуха скруббере находится использованный раствор, а во втором — свежий. При таком методе очистки содержание уголекислоты равно $(1 \dots 1,5) \cdot 10^{-3} \%$ в 1 кг перерабатываемого воздуха, а степень использования щелочи 90 ... 95 %.

Замену раствора производят при работающем компрессоре. Отработанный раствор из скруббера *СК1* сливают через вентиль *ВН10* и взамен его перекачивают раствор из скруббера *СК2* насосом *НЛЗ*. Затем скруббер *СК2* заполняют свежим раствором из бака *Б* с помощью насоса *НЛ1*. Плотность раствора щелочи в зависимости от температуры окружающей среды колеблется в пределах 11 ... 16° по Боме. Для скрубберов в летнее время используют растворы плотностью 15 ... 16°, а в зимнее время — 11 ... 13° по Боме. Снижение плотности раствора в зимний период объясняется тем, что при понижении температуры окружающей среды до 278 ... 281 К в скруббере (при его остановке) возможна кристаллизация раствора с выделением уголекислого натрия.

В воздухоразделительных установках малой производительности вместо скрубберов применяют декарбонизаторы (рис. 102), в которых принудительная циркуляция раствора щелочи заменена естественной циркуляцией, возникающей под действием струй сжатого воздуха при их барботаже через раствор, смачивающий насадку. Декарбонизатор представляет собой стальной сосуд, который состоит из корпуса и съемной крышки. К крышке подвешен цилиндр, заполненный насадкой из колец Рашига. Сверху и снизу цилиндр закрыт

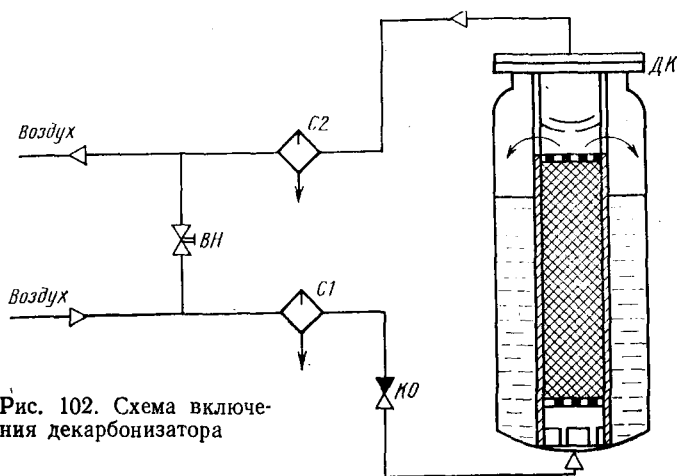


Рис. 102. Схема включения декарбонизатора

перфорированными решетками. Воздух из II ступени компрессора проходит влагоотделитель С1 и поступает под нижнюю решетку цилиндра. Проходя через насадку, поток воздуха увлекает с собой щелочь и дробится на отдельные пузырьки, образующие с раствором газовую эмульсию с большой поверхностью, на которой происходит поглощение двуокси углерода раствором щелочи.

Плотность эмульсии внутри цилиндра меньше плотности раствора, находящегося в кольцевом пространстве декарбонизатора. Поднявшись до края цилиндра, вспененный раствор щелочи переливается через него, а на его место из кольцевого пространства в нижнюю часть цилиндра поступает через окна новая щелочь. Таким образом, обеспечивается постоянная циркуляция щелочи через насадку. Очищенный воздух проходит щелочеотделитель С2 и направляется в III ступень компрессора для дальнейшего сжатия. Во избежание попадания щелочи в цилиндры компрессора при пуске и остановке в схеме обвязки декарбонизатора предусмотрен байпасный клапан.

Так как нормальная длительная работа воздухоразделительной установки возможна при содержании в очищенном воздухе не более $(1 \dots 1,5) \cdot 10^{-3} \%$ двуокси углерода, использование раствора щелочи в декарбонизаторе приходится ограничивать до 65 ... 70 %. Эффективность очистки воздуха и степень использования раствора повышаются при последовательном включении двух декарбонизаторов.

§ 4. УСТРОЙСТВО И РАБОТА РЕГЕНЕРАТОРА

Принцип работы. В воздухоразделительных установках, работающих по циклу низкого давления, регенераторы выполняют ту же роль, что и теплообменники, т. е. передают теплоту прямого потока (воздуха) обратному потоку (азоту или кислороду). Помимо

этого в регенераторах происходит осушка воздуха от влаги и очистка его от двуокиси углерода методом вымораживания. Регенераторы применяют в установках большой производительности. Для обеспечения непрерывного процесса разделения воздуха в установке должно быть не менее двух регенераторов.

Действие регенератора основано на использовании материала насадки с большой теплоемкостью с развитой поверхностью этой насадки, позволяющей пропускать через нее газ с малыми потерями давления. В качестве насадки используют диски из алюминиевых гофрированных лент или дробленый базальт. Через регенератор, заполненный насадкой, пропускают попеременно в противоположных направлениях два потока — один теплый (прямой), а другой холодный (обратный). При прохождении теплового потока (воздуха) насадка нагревается, а поток охлаждается. В следующий период времени, когда через теплую насадку пропускают холодный поток (азот или кислород) в противоположном направлении, насадка охлаждается, а холодный поток нагревается. Таким образом, теплота, аккумулированная насадкой, передается от воздуха к азоту или кислороду. Если в паре регенераторов происходит теплообмен между воздухом и азотом, то регенераторы называют азотными, если между воздухом и кислородом — кислородными.

Рассмотрим работу регенераторов (рис. 103). Пусть в данный момент по регенератору *P1* проходит воздух (прямой поток), а по регенератору *P2* — азот (обратный поток). В регенераторе *P1* воздух нагревает холодную насадку, а сам охлаждается, при этом содержащиеся в воздухе влага и углекислота конденсируются и вымораживаются на насадку. Водяной пар конденсируется и замерзает лишь в верхней части регенератора по ходу движения воздуха и при температуре 213 ... 203 К воздух практически осушен. Температура вымораживания двуокиси углерода на насадке 145 К. Поэтому насадку регенератора можно разделить на три зоны: 1) верхняя часть регенератора до зоны с температурой 213 ... 203 К — зона конденсации и замерзания влаги, 2) от температуры 203 до 145 К — зона дальнейшего охлаждения и осушки воздуха от остатков влаги, 3) от температуры 145 ... 143 К до нижней части регенератора — зона вымораживания двуокиси углерода. Степень очистки от двуокиси углерода зависит от температуры воздуха на выходе из регенератора. Чем больше охлажден воздух, тем лучше он очищен.

В это время в регенераторе *P2* азот, проходящий через насадку в противоположном направлении, нагревается, возгоняет двуокись углерода, испаряет влагу и уносит их из регенератора.

Через 3 ... 9 мин потоки переключают: прямой поток направляют в регенератор *P2*, обратный — в регенератор *P1*. Так начинается вторая половина цикла, когда охлаждение и очистка воздуха, сопровождаемые нагреванием насадки, происходят в регенераторе *P2*. Охлаждение насадки и нагревание азота, а также очистка насадки от воды, льда и твердой двуокиси углерода происходит в регенераторе *P1*. При следующем переключении прямой поток снова пойдет по регенератору *P1*, а обратный — по регенератору *P2*.

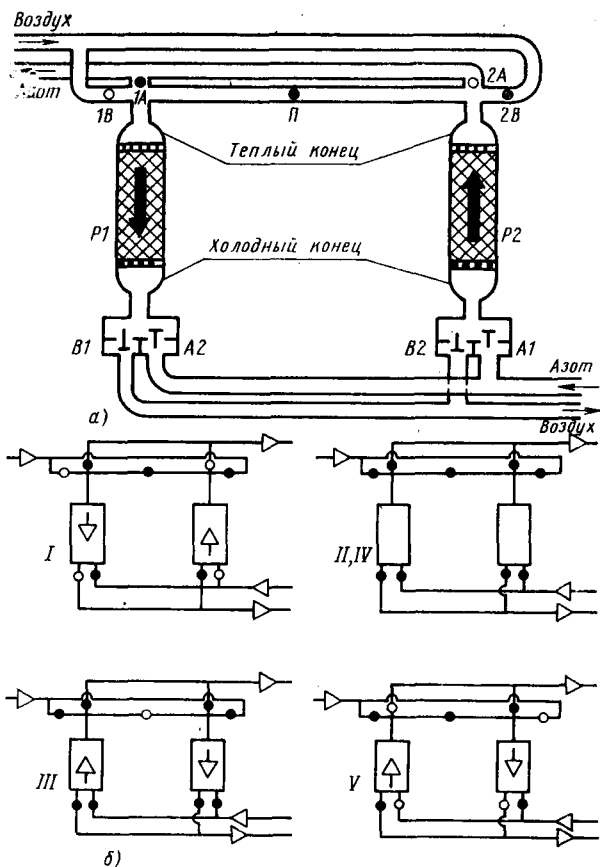


Рис. 103. Схема работы регенераторов

Время между двумя включениями одного и того же регенератора для прохождения прямого потока называют *циклом переключения регенераторов*, время между переключениями регенераторов — *периодом переключения*.

Для переключения потоков в регенераторах на теплом конце предусмотрены клапаны принудительного действия, управляемые с помощью специального механизма, на холодном конце устанавливают клапаны автоматического действия, которые работают под действием перепада давлений между прямым и обратным потоками.

Рассмотрим положение I клапанов для случая, когда по регенератору P1 идет воздух, а по регенератору P2 — азот. В это время на регенераторе P1 открыты воздушный клапан принудительного действия 1B и воздушный клапан автоматического действия B1. На регенераторе P2, по которому идет азот, воздушные клапаны 2B и B2 закрыты, а азотные клапаны принудительного 2A и автоматического действия A2 открыты. Перепускной клапан в положении I

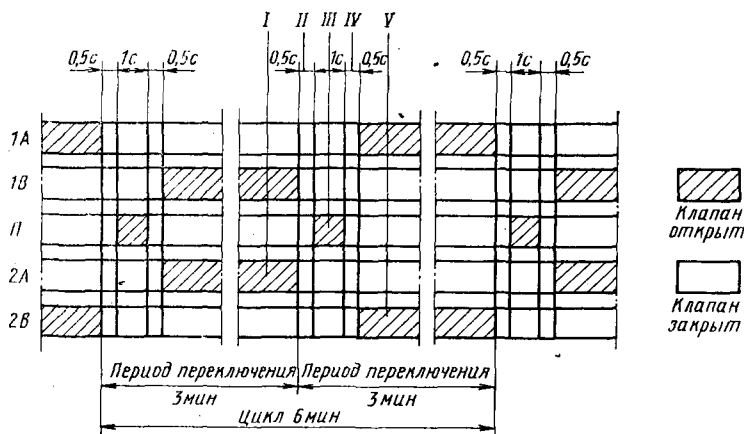


Рис. 104. Цикловая диаграмма азотных регенераторов

закрыт. Переключение начинается с закрытия воздушных клапанов на первом и азотных на втором регенераторах. Таким образом, в положении *II* все клапаны закрыты. В регенераторе *P1* находится воздух под давлением 0,55 ... 0,6 МПа, а в регенераторе *P2* — азот под давлением 0,12 ... 0,13 МПа.

В следующий отрезок времени (положение *III*) открывается перепускной клапан *II*, выравнивая давления в обоих регенераторах путем перепуска части воздуха из *P1* в *P2*. После выравнивания давлений перепускной клапан закрывается и все клапаны находятся в закрытом положении *IV*. Затем открываются воздушные клапаны на регенераторе *P2* и азотные на регенераторе *P1* (положение *V*), т. е. по второму регенератору пойдет воздух, а по первому — азот.

Время, в течение которого происходят различные этапы переключения регенераторов, схематически представлено на цикловой диаграмме азотных регенераторов (рис. 104).

Теплообмен в регенераторах протекает в условиях, когда температура прямого и обратного потоков, а также насадки изменяется как по высоте регенератора, так и в течение цикла. Однако при установившемся режиме в каждом сечении регенератора средняя температура прямого (воздуха) и обратного (азота или кислорода) потоков, а также средняя температура насадки с течением времени не меняются. Поэтому теплота, вносимая воздухом в период прохождения его по регенератору (период теплого дутья) и приток теплоты из окружающей среды, полностью передается азоту (кислороду) в период прохождения его по регенератору (период холодного дутья), т. е.

$$B(i_1 - i_3) + Bq_{0,c} = A(i_2 - i_4),$$

где i_1 — удельная энтальпия воздуха на входе в регенератор; i_2 — удельная энтальпия азота (кислорода) на выходе из регенератора; i_3 — удельная энтальпия воздуха на выходе из регенератора; i_4 — удельная энтальпия азота на входе в регенератор.

Характер изменения температур насадки регенератора по его высоте H для случая, когда через регенератор проходят одинаковые массы прямого и обратного потоков и теплоемкости их равны, показан на рис. 105. Сплошные линии — изменение температур насадки, штриховые — предельные для каждого сечения температуры насадки. Верхняя линия 1 относится к моменту начала холодного дутья (конца теплого дутья), нижняя 2 — к моменту конца холодного дутья (начало теплого дутья). Между ними нанесены линии изменения температуры насадки через каждые 0,4 мин.

Изменение температуры насадки происходит по линейному закону. Температуры воздуха и азота при прохождении их через регенератор также изменяются линейно, причем во время холодного дутья температура азота в каждый момент на 1,7 ... 3 К ниже (температура воздуха во время теплого дутья на 1,7 ... 3 К выше) температуры насадки.

Линии изменения температур насадки на концах регенератора искривлены вследствие того, что начальные температуры азота и воздуха на входе в регенератор остаются неизменными. Разность температур между газом и насадкой на концах регенератора меняется в течение цикла.

В начале цикла (после окончания теплого дутья) у насадки максимальная температура. Температура входящего азота неизменна и равна 93 К. Вследствие большой первоначальной разности температур между азотом и насадкой последняя начинает быстро охлаждаться и ее температура приближается к температуре азота. К концу холодного дутья температура насадки холодного конца регенератора становится практически равной температуре азота. После переключения начинается нагрев насадки воздухом, и к концу теплого дутья ее температура достигает того же значения, что и в начале цикла. Разность температур насадки между окончанием теплого и холодного дутья наибольшая во всех сечениях, ΔT_{\max} , ΔT_{\max}^x и ΔT_{\max}^T .

Изменение температур насадки, воздуха и азота в разных сечениях регенератора (на теплом конце, середине и на холодном конце) в зависимости от времени с начала цикла приведено на рис. 106. В течение периода холодного дутья происходит понижение тем-

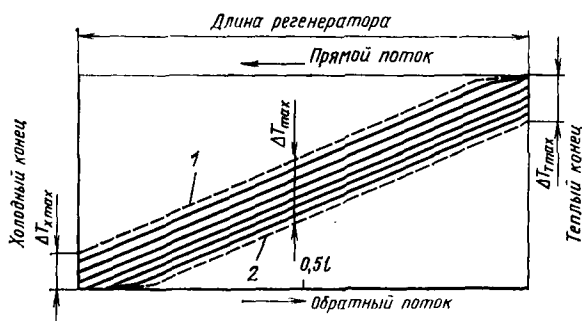


Рис. 105. Изменение температуры в регенераторе

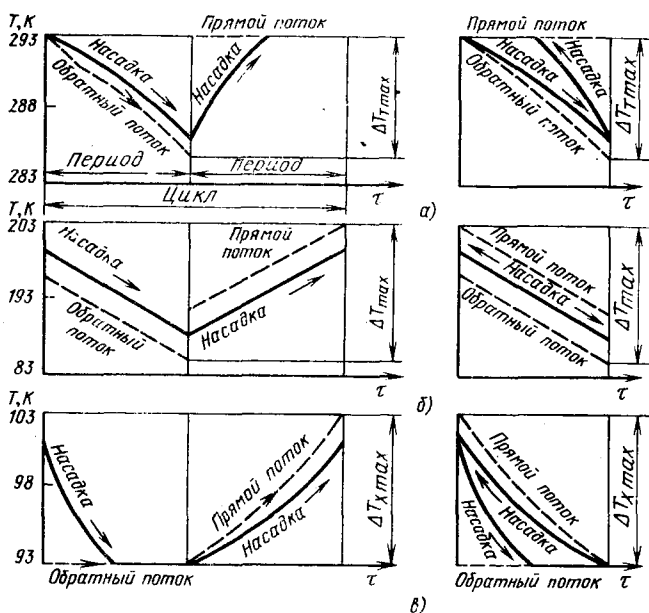


Рис. 106. Изменение температур насадки, воздуха, азота в сечениях регенератора: а — теплый конец; б — середина; в — холодный конец

пературы насадки (левая часть рис. 106), причем на холодном конце регенератора температура обратного потока все время остается неизменной (93 К). Характер понижения температуры от 101 до 93 К насадки на этом участке вследствие изменения условий теплообмена между обратным потоком и насадкой нелинейный. В средней части регенератора в этот же период условия теплообмена остаются неизменными и понижение температуры насадки носит линейный характер, причем разность температур между насадкой и обратным потоком остается постоянной. На теплом конце регенератора изменение температур от 293 до 286 К насадки протекает нелинейно, как и на холодном конце регенератора, вследствие тех же причин. В конце холодного дутья температура насадки по всей высоте регенератора наиболее низкая. В течение периода теплого дутья температура прямого потока все время остается неизменной (293 К). Характер изменения температуры насадки на теплом и холодном концах регенератора нелинейный, а для средней — линейный, как и для периода холодного дутья.

В течение всего цикла на теплом и холодном концах регенератора изменение температуры насадки происходит по замкнутой кривой, называемой температурной петлей (правая часть рис. 106). По мере удаления от концов регенератора температурная петля сужается и, начиная с некоторого сечения, превращается в прямую линию (средняя часть регенератора).

Чем больше высота H регенератора и чем короче период переключения, тем меньше участки, на которых изменения температур

отклоняются от линейного закона, и тем лучше условия теплообмена. Однако увеличение высоты регенератора и сокращение продолжительности цикла не всегда выгодно из экономических соображений, поэтому выбирают оптимальный вариант.

Соотношение прямого и обратного потоков. При равных давлениях газов прямой поток вносит в регенератор больше водяных паров, чем их может вынести обратный поток, имеющий более низкую температуру. Испарение влаги с насадки возможно, если давление насыщенных паров будет больше давления насыщенных паров влаги в обратном потоке. При увеличении давления прямого потока могут быть созданы условия, при которых обратный поток, имеющий значительно меньшее давление и массу, в состоянии вынести выделившиеся на насадке водяные пары при более низкой температуре.

Основными условиями, обеспечивающими незабываемость насадки, являются разность температур между прямым и обратным потоками на холодном конце регенератора и отношение масс между прямым и обратным потоками. Для обеспечения незабываемости регенераторов необходимо выполнение условия

$$M_A \frac{p'_{H_2O}}{p'} \geq M_B \frac{p_{H_2O}}{p},$$

где M_A , M_B — массы обратного (азота) и прямого (воздуха) потоков, кг; p , p' — давления прямого и обратного потоков, МПа; p_{H_2O} , p'_{H_2O} — давления насыщенных водяных паров в прямом и обратном потоках, МПа.

Таким образом, незабываемость насадки регенератора обеспечивается, если давление насыщенных водяных паров в азоте $p'_{H_2O} \geq (M_B/M_A) (p'/p) p_{H_2O}$. С учетом степени насыщения азота водяными парами условие незабываемости регенератора имеет вид $p'_{H_2O} \geq (M_A/M_B) (p'/p) p_{H_2O}/\phi$, где ϕ — степень насыщения потока парами, %.

Для удаления с насадки регенератора твердой двуокиси углерода необходимо, чтобы разность температур между прямым и обратным потоками на холодном конце регенератора была значительно меньше или отношение давлений больше, чем при удалении водяных паров. Аналогично рассуждая, можно записать условие незабываемости регенератора твердой двуокисью водорода:

$$p'_{CO_2} \geq (M_B/M_A) (p'/p) p_{CO_2}/\phi,$$

где p_{CO_2} , p'_{CO_2} — давления насыщенных паров двуокиси углерода.

Таким образом, удаление с насадки примесей зависит от отношения давлений и масс прямого и обратного потоков, от разности температур между прямым и обратным потоками. Отношение давлений прямого и обратного потоков в регенераторах $p/p' = 0,62/0,12 = 5,2$ обусловлено технологией процесса ректификации. При таком отношении давлений максимально допустимая разность температур на холодном конце регенератора, при которой обеспечивается их очистка от двуокиси углерода, равна $\Delta T_{\max}^x = 6 \dots 8$ К.

Однако теплоемкость прямого потока больше теплоемкости обратного потока, разность температур на холодном конце регенератора между потоками при равенстве масс потоков возрастает до $\Delta T_{\max}^x = 12$ К, что не гарантирует удаления двуокиси углерода из регенератора. Следовательно, для обеспечения очистки насадки от двуокиси углерода необходимо уменьшить разность температур на холодном конце регенератора с 12 до 6 ... 8 К. Для этого увеличивают отношение масс обратного потока к прямому. Чем больше это отношение, тем меньше разность температур на холодном конце регенераторов и, следовательно, тем лучше очищается насадка от твердой двуокиси углерода.

Способы обеспечения незабываемости регенераторов. Рассмотрим схемы, поясняющие, как организована очистка регенераторов от двуокиси углерода в установках, работающих по циклу двух давлений и по циклу низкого давления. Дополнительный поток воздуха или продуктов его разделения, служащий для уменьшения разности температур на холодном конце регенераторов, называют несбалансированным потоком, он может быть петлевым.

Схемы получения несбалансированного потока в установках двух давлений приведены на рис. 107, а, б. В установке с детандером (а) воздух высокого давления, выйдя из компрессора *КМ2*, разделяется на два потока: один $M_{\text{дет}}$ проходит детандер и направляется в нижнюю колонну, второй $M_{\text{др}}$ охлаждается в теплообменнике *АТ* и за дросселем *ВН1* также направляется в нижнюю колонну. Воздух низкого давления, выйдя из компрессора *КМ1* в количестве $M_{\text{др}}$, охлаждается и очищается в регенераторах и поступает на разделение.

Обратный поток $M_{\text{обр}}$ очищает и охлаждает регенераторы. Соотношение $M_{\text{обр}}/M_{\text{др}} = 1,03 \dots 1,05$ регулируется вентилем *ВН2*: закрытие вентиля увеличивает несбалансированный поток $M_{\text{н}}$ в регенератор, в результате чего разность температур между прямым и обратным потоками на холодном конце регенератора $\Delta T_x'$ уменьшается до ΔT_x ; открытие — уменьшает поток $M_{\text{н}}$, и ΔT_x увеличивается.

В установках без детандера (б) часть воздуха высокого давления охлаждается в аммиачном теплообменнике. Несбалансированный поток также регулируется вентилем *ВН2*.

Способ обеспечения незабываемости регенераторов в установках двух давлений называют способом внешнего несбалансированного потока, так как несбалансированный поток образуется из воздуха высокого давления, прошедшего очистку и осушку извне.

В установках, работающих по циклу низкого давления, отсутствует источник создания потока высокого давления, поэтому уменьшение разности температур на холодном конце регенераторов до необходимого значения производят введением внутреннего несбалансированного потока.

Существуют несколько способов отбора и подачи внутреннего несбалансированного потока в регенераторах, например метод трой-

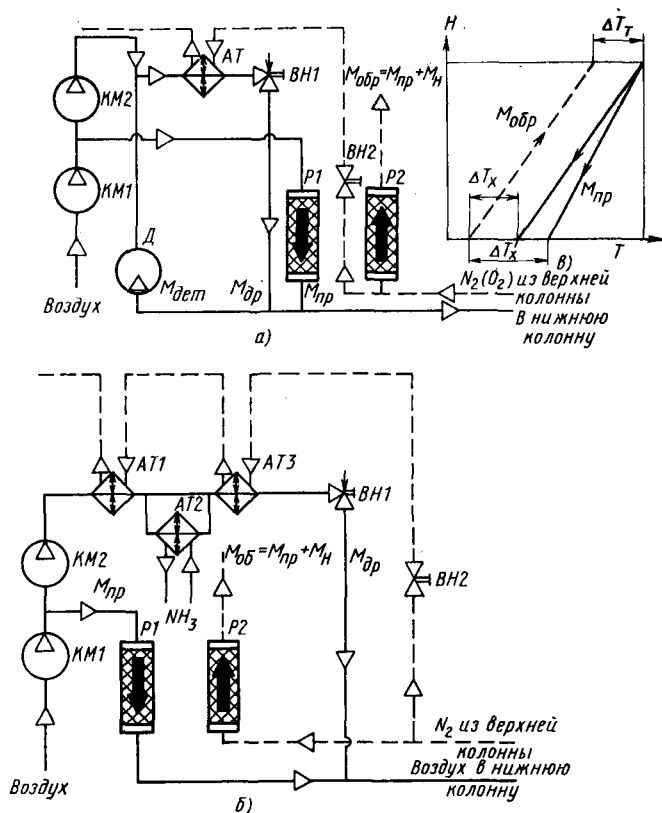


Рис. 107. Схема получения несбалансированного потока в установках двух давлений

ного дутья, основанный на дополнительном охлаждении насадки в нижней части регенератора. Сущность метода заключается в том, что часть воздуха из регенератора (несбалансированный поток), направляют для дополнительного охлаждения насадки другого регенератора. Это позволяет охладить прямой поток до более низких температур в результате подогрева несбалансированного потока и тем самым уменьшить разность температур на холодном конце регенераторов до величины, обеспечивающей их незабываемость. Поскольку в процессе теплообмена участвуют три потока (прямой, обратный, несбалансированный), регенераторов также должно быть три.

Схема работы регенераторов по методу тройного дутья приведена на рис. 108, а, б, в. Из компрессора КМ через регенератор P1 (рис. 108, а) проходит воздух и охлаждается до температуры, близкой к температуре насыщенного пара, при охлаждении сжатого воздуха из него конденсируются и вымораживаются влага и двуокись углерода. В это время через регенератор P2 в обратном направлении проходит азот, который очищает насадку.

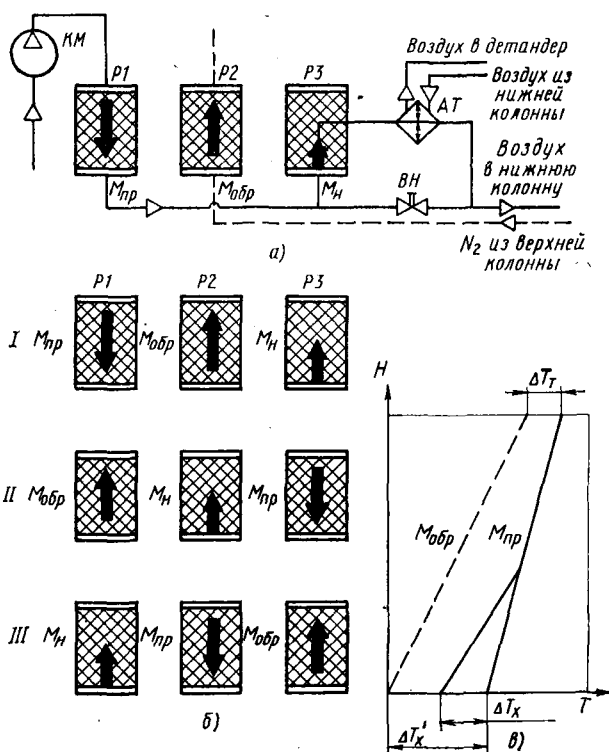


Рис. 108. Схема и последовательность переключения потоков в регенераторах при тройном дутье

Через регенератор $P3$, насадка которого уже очищена и охлаждена азотом, проходит часть воздуха (несбалансированный поток), уже охлажденного в регенераторе $P1$. Проходя через нижнюю часть насадки регенератора $P3$, воздух охлаждает насадку, а сам подогревается. Затем он проходит детандерный теплообменник AT , в котором охлаждается холодным потоком, отводимым из нижней колонны. Таким образом, масса газа, который охлаждает насадку, равна $M_{обр} + M_n$, что превышает $M_{пр}$ и позволяет получить минимальную разность температур на холодном конце. Масса M_n регулируется вентилем VH . Прикрытие VH увеличивает массу несбалансированного потока, который отводится из середины регенераторов при температуре 183 ... 163 К через клапаны принудительного действия.

Через 3 мин происходит переключение регенераторов (рис. 108, б, II): по регенератору $P1$ проходит азот, по $P2$ — несбалансированный поток, по $P3$ — воздух. Еще через 3 мин опять переключаются регенераторы (рис. 108, б, III) и по $P1$ пройдет несбалансированный поток, по $P2$ — воздух, по $P3$ — азот. Закономерность прохождения потоков такова: несбалансированный поток всегда пропускают

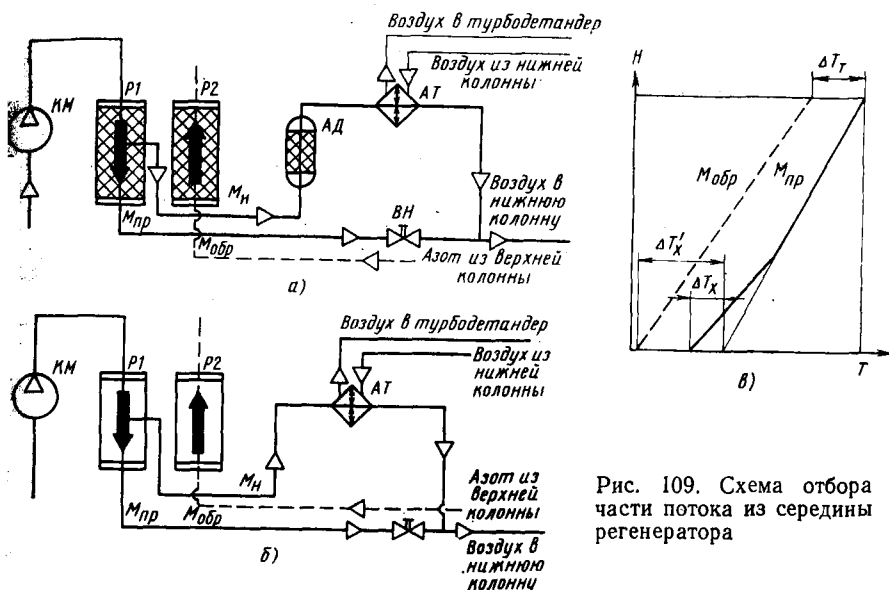


Рис. 109. Схема отбора части потока из середины регенератора

через регенератор после обратного потока (азота), когда насадка уже очищена от двуокиси углерода, чтобы она не загрязнила несбалансированный поток. Таким образом, цикл переключения регенераторов при тройном дутье состоит из трех периодов по 3 мин. Это приводит к более сильному охлаждению воздуха, в результате чего разность температур $\Delta T'_x$ уменьшается до ΔT_x (рис. 108, в).

Вторым способом превышения обратного потока над прямым в нижней части регенератора является отбор части воздуха из середины регенератора с последующей очисткой ее от двуокиси углерода в вымораживателях АТ или газовых адсорберах АД (рис. 109, а, б). Из середины регенератора отводят примерно 10 % воздуха. Это позволяет получить снижение разности температур на холодном конце регенераторов с $\Delta T'_x$ до ΔT_x (рис. 109, в).

Третьим способом является применение регенераторов-рекуператоров (рис. 110, а). В каждый момент работы по одному из регенераторов проходит воздух (прямой поток), по другому — азот или кислород (обратный поток). По змеевикам во время теплого и холодного дутья проходит либо часть воздуха, вышедшая из регенератора, либо азот, отобранный из нижней колонны. Газ в змеевиках нагревается, охлаждая насадку и обеспечивая необходимую минимальную разность температур ΔT_x на холодном конце регенераторов (рис. 110, б) и их самоочистку.

Некоторые зарубежные фирмы в воздухоразделительных установках применяют многоканальные регенераторы-рекуператоры, представляющие собой четыре концентрические трубы, кольцевое пространство между которыми заполнено насадкой. По двум наружным кольцевым каналам попеременно протекают воздух и азот

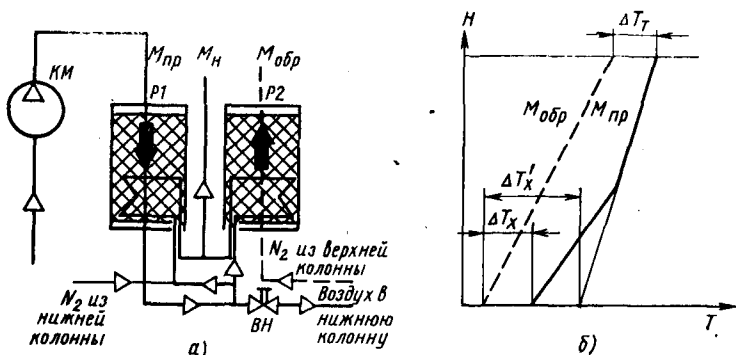


Рис. 110. Схема потоков в регенераторах с каменной насадкой и встроенными змеевиками

(рис. 111). По третьему кольцевому каналу постоянно проходит кислород. Через центральную трубу идет холодный азот или холодный воздух и дополнительно охлаждает насадку аппарата и тем самым уменьшает разность температур между прямым и обратным потоками.

Уменьшить разность температур на холодном конце регенераторов с $\Delta T'_x$ до ΔT_x можно также с помощью метода поперечной петли на прямом и обратном потоках (рис. 112, а, б, в).

Такие схемы применяют только в регенераторах с каменной насадкой, в нижнюю часть которых встроены змеевики. На рис. 112, а представлена схема, позволяющая снизить разность температур между прямым и обратным потоками с $\Delta T'_x$ до ΔT_x путем подачи

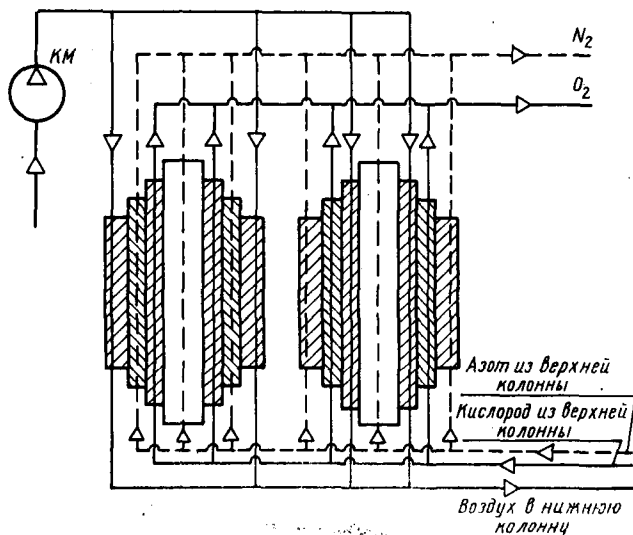


Рис. 111. Схема потоков в многоканальных регенераторах-рекуператорах

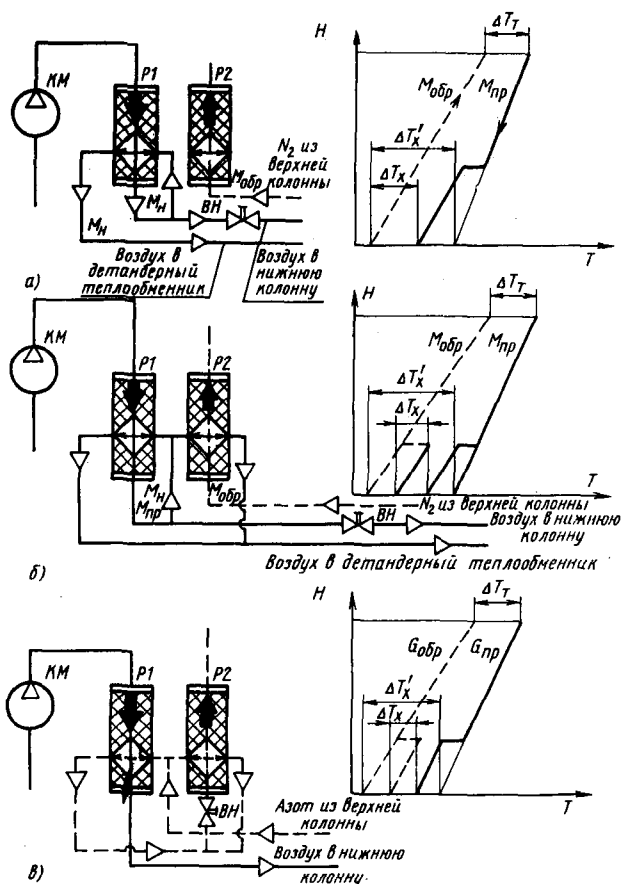


Рис. 112. Схемы потоков в регенераторах с поперечной петлей

несбалансированного потока в змеевик регенератора в период теплового дутья.

На рис. 112, б представлена схема, на которой несбалансированный поток одновременно направляется в змеевики обоих регенераторов, он отбирается из прямого потока после регенератора. В результате подогрева обратного потока и дополнительного охлаждения прямого потока достигается значительное снижение разности температур на холодном конце регенератора.

Аналогичного результата можно достигнуть, отбирая несбалансированный поток из обратного потока (рис. 112, в).

Конструкции регенераторов. Регенераторы работают в сложных условиях. Температура по высоте регенераторов меняется от 293 ... 303 К на теплом конце до 103 К на холодном конце. При переключении регенераторов (каждые 3 мин для регенераторов с алюминиевой насадкой или каждые 9 ... 12 мин при каменной насадке) происходит изменение рабочего давления от 0,5 ... 0,6 до 0,01 ... 0,03 МПа.

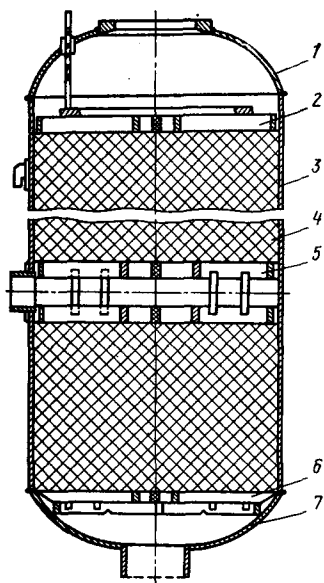


Рис. 113. Регенератор с насадкой из алюминиевой гофрированной ленты

Дополнительную ударную нагрузку на стенку и днища может вызвать движение вверх и вниз всей массы насадки регенераторов в случае, если она недостаточно уплотнена. Поэтому при конструировании регенераторов необходимо учитывать особенности их работы в условиях изменений температур и давлений.

Регенератор (рис. 113) состоит из цилиндрического корпуса 3, изготовляемого из коррозионно-стойкой или хромомарганцевоникелевой стали, днища 7, крышки 1, нижней опорной решетки 6, средней решетки 5, верхней нажимной решетки 2 и насадки 4. В регенераторах применяют насадку двух типов: металлическую в виде дисков из гофрированных алюминиевых лент и каменную из дробле-

ного базальта. Диски укладывают один на другой в корпус регенератора между нижней и верхней решетками. Чтобы исключить перемещение насадки при переключении прямого и обратного потоков, ее закрепляют нажимными винтами, размещенными в крышке. На днище и крышке установлены патрубки. К нижнему патрубку присоединяют коробку с клапанами автоматического действия, а к верхнему — трубопровод с клапанами принудительного действия.

Лента, из которой делают диски, имеет высоту 50 и толщину 0,5 мм, угол наклона гофра 60°. Нижняя, наиболее холодная часть регенератора заполнена дисками из ленты с мелкими гофрами (шаг 3,14, высота 1 ... 1,1 мм), средняя часть — из ленты со средними гофрами (шаг 3,92, высота 1,5 ... 1,6 мм), а верхняя — из лент с крупными гофрами (шаг 4,71, высота 1,9 ... 2 мм). Каждый диск делают из двух рифленых лент таким образом, чтобы гофры были направлены в противоположные стороны. Это позволяет получить большое число извилистых каналов, способствующих лучшему перемешиванию потоков газов и большему их контакту с поверхностью насадки. Для уменьшения теплового потока поперек ленты сделаны два ряда прорезей длиной 50 и шагом 10 мм.

В нижней части регенератора диски самые тяжелые (мелким гофром), а в верхней самые легкие. Такое распределение массы насадки по высоте регенератора благоприятно как для теплообмена, так и для процессов, связанных с очисткой воздуха от примесей. Чем больше масса насадки в нижней части регенератора, тем при большей разности температур на холодном конце сохраняются условия для возгонки примесей, оставшихся на насадке после теплового дутья.

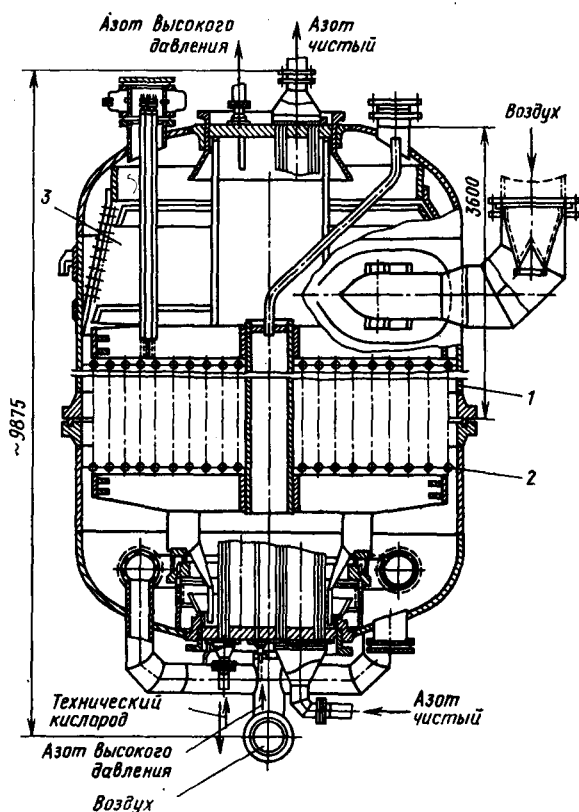


Рис. 114. Регенератор со встроенными змеевиками

В воздухоразделительных установках для получения чистых продуктов применяют регенераторы с каменной насадкой и встроенными змеевиками (рис. 114). Регенератор состоит из корпуса 1 и змеевика 2, изготовленных из алюминиевых труб. Змеевики опираются на кольцо, приваренное к корпусу. Каменная насадка 3 заполняет весь объем регенератора, не занятый змеевиками для выхода чистых продуктов разделения. Нижняя часть (холодная) заполнена кусками 3 ... 5, средняя — 6 ... 10, верхняя — 8 ... 12 мм. Теплопроводность камня ниже теплопроводности алюминия, поэтому объем и масса каменной насадки на единицу теплопередающей поверхности больше, чем насадки из алюминиевых дисков. Размеры регенератора с каменной насадкой значительно больше размеров регенератора с металлической насадкой для одинакового количества перерабатываемого воздуха. Преимуществом каменной насадки является большая длительность цикла переключения и низкая стоимость материала.

§ 5. ОЧИСТКА ВОЗДУХА ОТ АЦЕТИЛЕНА И МАСЛА

Причины накопления углеводородов в воздухооразделительных установках. Газообразный и жидкий кислород не представляет никакой опасности, так как не горит и самопроизвольно не взрывается. Опасность взрыва возникает при наличии взрывоопасной системы, т. е. при взаимодействии горючего вещества и кислорода — сильного окислителя. Источником поступления в установку горючих веществ является перерабатываемый воздух, а также поршневые компрессоры и детандеры, смазываемые маслом. Несмотря на ничтожное количество опасных примесей, содержащихся в воздухе, они при определенных условиях могут накапливаться в блоке.

В современных условиях атмосферный воздух промышленных районов, где работают воздухооразделительные установки, сильно загрязнен такими веществами как ацетилен, предельные и непредельные углеводороды, окислы азота, сероуглерод и т. д. Источниками накопления углеводородов в блоках разделения являются коксохимическое и доменное производство, ТЭЦ, хранилища мазута. Опасность представляют также шлаковые отвалы, выделяющие ацетилен. Химические предприятия, газопроводы, расположенные в районах работы воздухооразделительных установок, также загрязняют воздух углеводородами. Загрязнение воздуха промышленных районов опасными примесями усложняет задачу взрывобезопасной эксплуатации воздухооразделительных установок.

Допустимые нормы содержания ацетилена в жидкости. Необходимым условием защиты воздухооразделительных установок от взрывов является строгий контроль за содержанием в аппаратах блока разделения опасных примесей. Он позволяет не только установить эффективность работы системы очистки воздуха, но и указать на приближение опасных моментов при эксплуатации блоков разделения.

В настоящее время для всех воздухооразделительных установок установлено предельно допустимое содержание (ПДС) взрывоопасных примесей в жидком кислороде. При превышении ПДС эксплуатация агрегата запрещена. ПДС взрывоопасных примесей в перерабатываемом воздухе и технологических потоках, а также методу определения содержания взрывоопасных примесей в жидком кислороде и периодичность отбора анализов из технологических потоков воздухооразделительных установок регламентирует ОСТ 26-04-907—76 «Воздухооразделительные установки. Правила техники безопасности при эксплуатации», разработанный НПО «Криогенмаш».

Наряду с ПДС примесей на ряде предприятий устанавливают оперативное предельное содержание (ОПС) примесей, при достижении которого эксплуатационный персонал должен предпринимать меры, необходимые для предотвращения дальнейшего повышения содержания примесей в блоке.

В аппаратах блоков разделения воздуха ПДС ацетилена в 1 дм³ кубовой жидкости, мг: при пуске для всех блоков разделения менее 0,2; при нормальной работе для установок, работающих по циклам

высокого, среднего и двух давлений, 0,2 ... 0,4; при нормальной работе для установок, работающих по циклу низкого давления, 0,25 ... 0,4.

ПДС ацетилен в 1 дм³ жидкого кислорода из конденсаторов, мг: при пуске для блоков разделения всех типов менее 0,04; при нормальной работе для установок, работающих по циклам высокого, среднего и двух давлений, с одним адсорбером на потоке кубовой жидкости 0,04 ... 0,2; при нормальной работе для установок, конденсаторы которых оснащены системой циркуляционной адсорбционной очистки жидкого кислорода, менее 0,4.

Содержание ацетилен в жидкости для каждого типа установок регламентировано техническими условиями завода-изготовителя.

Методы обеспечения взрывобезопасности установок. Для защиты блоков разделения воздуха от взрывов применяются внеблочные и внутриблочные методы, исключающие образование взрывоопасных соединений в блоке. Рассмотрим сначала внеблочные методы защиты от взрывов.

Подача в установку чистого воздуха. Воздухозаборник не следует располагать вблизи цехов, в выбросах которых содержится большое количество взрывоопасных примесей. Учитывая загрязненность воздуха промышленных районов и направление господствующего ветра, строят ближний и дальний воздухозаборники. В некоторых случаях воздух у ближнего воздухозаборника бывает чище, чем у дальнего. Дальний воздухозаборник целесообразно располагать за пределами промышленного предприятия в местах с минимальным содержанием в воздухе взрывоопасных примесей.

Очистка воздуха от углеводородов методом каталитического окисления. Сущность метода заключается в том, что воздух, вышедший из компрессора и подогретый до температуры 473 ... 523 К, пропускают через реактор с катализатором, где содержащиеся в воздухе углеводороды химически связываются с кислородом воздуха (окисляются) по реакции $2C_2H_2 + 5O_2 \rightarrow 4CO_2 + 2H_2O$. Катализатором служит марганцевая руда, обработанная солями серебра или палладия. Из реактора очищенный от углеводородов воздух направляется в теплообменник, в котором он нагревает идущий на очистку поток, и через концевой холодильник компрессора поступает в блок разделения.

Метод каталитической очистки воздуха применяют в случаях, когда другие более дешевые методы очистки неэффективны.

Комплексная очистка воздуха синтетическими цеолитами. Цеолиты с пораи молекулярных размеров (для NaX они равны 0,0009 мкм) адсорбируют из воздуха углеводороды при температурах 279 ... 281 К. Эта температура достигается предварительным охлаждением воздуха в теплообменниках, устанавливаемых перед блоком очистки.

Очистка воздуха от масла. Источниками попадания масла в блоки разделения являются поршневые компрессоры и детандеры. Масло и продукты его разделения не только отрицательно влияют на работу аппаратов воздуходелительных установок, но и, накапливаясь

в конденсаторе, могут явиться причиной взрыва. Полностью исключить поступление масла в разделительный аппарат установок, где используют поршневые машины, чрезвычайно трудно. Кардинальным решением в этом случае является создание установок, в которых для сжатия и расширения воздуха применяют турбомашины, а также использование в компрессорах и детандерах несмазываемых антифрикционных материалов, создание установок с замкнутым циркуляционным холодильным циклом.

В настоящее время находятся в эксплуатации и производятся установки с поршневыми смазываемыми машинами. Известны следующие способы очистки воздуха от масла: контроль количества и качества смазочного материала, интенсивное охлаждение воздуха в холодильниках с использованием водоиспарительных скрубберов для получения холодной воды, обеспечение эффективной работы маслоотделителей с сепараторами и конденсатоотводчиками, применение комбинированных фильтров (последовательная установка пористого металла и стекловаты или другие сочетания фильтрующих материалов) и фильтров тонкой очистки, неукоснительное соблюдение режима эксплуатации фильтров.

Рассмотрим некоторые внутриблочные методы защиты от взрывов, которые гарантируют безопасную эксплуатацию блока разделения воздуха.

Очистка воздуха от опасных примесей в регенераторах. Насадка регенераторов адсорбирует из воздуха взрывоопасные примеси. Наибольшей эффективностью обладает каменная насадка из базальта, на которой задерживалось до 90 % ацетилена. На насадке из гофрированной алюминиевой ленты степень очистки достигает 35 ... 40 %. Степень защитного действия регенераторов зависит от многих факторов, и бывает случаи, когда содержание углеводородов в воздухе не уменьшается, а увеличивается. Это объясняется прежде всего нарушением температурного режима регенераторов: вследствие переохлаждения насадки происходит частичная конденсация воздуха и опасные примеси каплями воздуха смываются с насадки, попадая в нижнюю колонну. Отопление регенераторов выше нормы приводит также к выносу из них в нижнюю колонну накопившихся в насадке взрывоопасных примесей вместе с углекислотой.

Очистка воздуха в газовом адсорбере при низких температурах. Воздух, отбираемый из середины регенераторов (несбалансированный поток), а иногда и весь прямой поток воздуха из регенераторов пропускают через силикагелевый газовый адсорбер, работающий при температуре ниже 140 К. Газовые адсорберы удаляют из воздуха до 98 % ацетилена.

Очистка жидкости адсорбцией. Адсорберы ацетилена. Основным способом защиты воздухоразделительных установок от ацетилена и других углеводородов является адсорбция их из жидкости. Адсорберы предназначены для поглощения взрывоопасных примесей, растворенных в кубовой жидкости или жидком кислороде. Их устанавливают на потоке кубовой жидкости, подаваемой из нижней

колонны в верхнюю, а в блоках разделения воздуха большой производительности — на потоке жидкого кислорода и в защитном циркуляционном контуре. При включении адсорбера в циркуляционный контур степень очистки жидкости от углеводородов возрастает, так как жидкость многократно проходит через адсорбер и очищается как перед аппаратом, так и во всем циркуляционном контуре. Обычно на потоке жидкости устанавливают два попеременно работающих адсорбера, переключение которых на регенерацию производят через определенный период времени.

Адсорберы установок небольшой производительности выполняют в виде цилиндрического латунного сосуда со сферическими крышками и двумя решетками с сетками. Адсорберы установок средней и большой производительности имеют специальное нажимное приспособление для обеспечения плотного прилегания решетки с сеткой к слою адсорбента (силикагель марки КСМ) и уменьшения его истираемости. В современных установках большой производительности применяют адсорберы из коррозионно-стойкой стали, выполненные в виде полностью заваренных аппаратов с двумя приваренными сферическими днищами.

Обеспечение циркуляции жидкости в конденсаторах. Рассмотрим принцип работы и устройство выносных конденсаторов. Конденсаторы предназначены для конденсации паров азота, поступающих из нижней колонны, за счет испарения жидкого кислорода, стекающего из верхней колонны. Конструкция конденсаторов определяется необходимой величиной поверхности конденсации, которая колеблется от нескольких квадратных метров до нескольких тысяч квадратных метров. В связи с необходимостью иметь очень большие поверхности конденсации в крупных установках, что практически невозможно в одном аппарате, применяют несколько одинаковых конденсаторов. Поступающий в конденсатор жидкий кислород содержит взрывоопасные примеси. Несмотря на то что количество их невелико и в блоке разделения имеются адсорберы, с течением времени примеси могут накапливаться в значительном количестве, так как с парами кислорода они не уносятся. Поэтому необходимо предусмотреть циркуляцию жидкости в конденсаторах.

В зависимости от размеров поверхности теплообмена и назначения применяются конденсаторы с внутритрубным кипением кислорода или с кипением его в межтрубном пространстве. Эти конденсаторы называют основными. Кроме того, получили распространение выносные конденсаторы витого типа, которые предназначены для неполного испарения поступающего в них из основных конденсаторов жидкого кислорода. Небольшую часть неиспарившейся жидкости с содержащимися в ней примесями сливают из установки. Этим обеспечивается циркуляция жидкости в конденсаторах.

Конструктивно конденсатор с большей поверхностью теплообмена представляет собой вертикальный прямотрубный аппарат, в который входят сердечник, наружная обечайка, крышка и днище. Сердечник конденсатора состоит из центральной трубы, нижней и верхней трубных решеток, трубок и обечайки.

Конструкция витого конденсатора аналогична конструкции теплообменника. Он состоит из сердечника, верхней и нижней трубных решеток, трубок, обечайки, верхней и нижней крышек. При навивке трубок на сердечник между каждым рядом трубок устанавливают прокладки, которые обеспечивают свободный доступ газообразного азота по всей поверхности теплообмена, а также стекание жидкого азота. Обечайка витого конденсатора цельносварная, ее надевают на сердечник после навивки трубок.

При работе установки уровень жидкости в конденсаторе с межтрубным кипением кислорода должен быть не менее 0,25 расстояния между трубными решетками. Установки, работающие по циклу двух давлений, должны работать с постоянно включенными выносными конденсаторами витого типа.

Отмывка примесей в нижней колонне. Воздух, поступая в нижнюю колонну из регенератора, промывается кубовой жидкостью, которая затем очищается от углеводородов в адсорбере и возвращается вновь в нижнюю колонну. Отбор кубовой жидкости в верхнюю колонну осуществляется выше места подачи жидкости на промывку воздуха, поэтому она не загрязняется углеводородами.

Схемы защиты блоков разделения воздуха от проникновения углеводородов (рис. 115). В большинстве установок кубовая жидкость перед поступлением в верхнюю колонну очищается в переключающихся адсорберах. Циркуляция жидкости в основных конденсаторах 3 в установках КтК-12-1, КтА-12-2, Кт-12-2, К-11-1 (рис. 115, а) обеспечивается сливом жидкости из двух параллельно включенных конденсаторов в третий, включенный последовательно. Из центральной трубы этого конденсатора жидкость, пройдя очистку в адсорберах 2, сливается в криптоновую колонну. Циркуляция жидкости в конденсаторе 3 криптоновой колонны достигается сливом жидкости в испаритель-конденсатор 4 и далее в испаритель криптонового концентрата 5.

В блоках разделения КА-5 и Кт-5-2 (рис. 115, б) конденсатор 3 включен в циркуляционный контур. Жидкость из центральной трубы конденсатора откачивается центробежными насосами 6 в адсорберы 2 для очистки и затем возвращается в конденсатор 3. Часть жидкости отбирается перед адсорберами и сливается в испаритель-конденсатор 4, а затем в испаритель криптонового концентрата 5.

В установке АКт-16-1 (рис. 115, в) циркуляция жидкости в двух основных установленных параллельно конденсаторах 3 обеспечивается сливом жидкости в выносной конденсатор с предварительной очисткой в адсорбере. Из центральной трубы выносного конденсатора 3 жидкий кислород поступает на орошение колонны технического кислорода (КТК) 7. При содержании углеводородов выше нормы жидкость из межтрубного пространства КТК сливается в испаритель 5. В КТК 7 при этом сливается загрязненная жидкость, что опасно. Во избежание этого в блоке АКт-16-2 (рис. 115, г) выносной конденсатор 3 включен в циркуляционный контур. Жидкость из центральной трубы конденсатора 3 с помощью газлифта 8 посту-

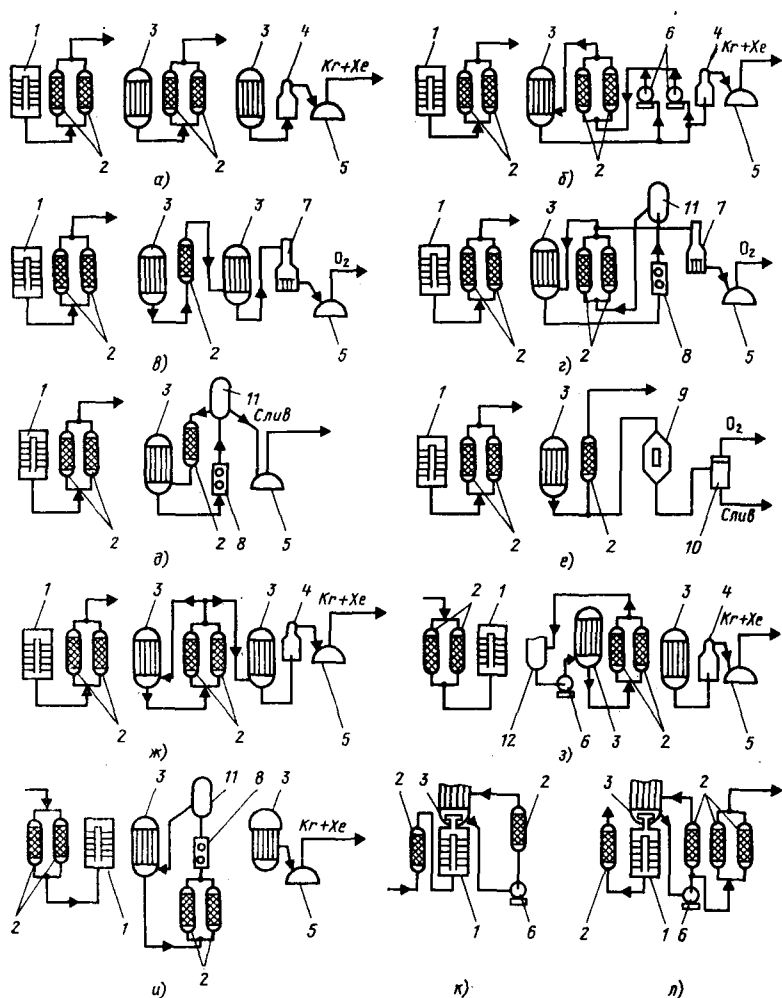


Рис. 115. Технологические схемы защиты блоков разделения воздуха большой производительности от проникновения и накопления углеводородов

пает в адсорберы 2 и после очистки делится на два потока: один возвращается в конденсатор 3, второй идет на орошение КТК 7.

В установках с выносными витыми конденсаторами 9 (рис. 115, е) жидкость, сливаемая из центральных труб основных конденсаторов 3, делится на два потока: один после очистки в адсорбере 2 направляется в КТК; второй — на испарение в выносной конденсатор 9. Неиспарившаяся загрязненная жидкость сливается в отделитель жидкости 10 и затем в испаритель быстрого слива.

Циркуляция жидкости в основных конденсаторах установки КтК-35-2 обеспечивается сливом из них жидкости на орошение КТК (см. рис. 115, д). Из центральной трубы конденсатора 3 КТК жидкость

с помощью газлифта 8 подается в сборник-распределитель 11 и после очистки в адсорбере 2 возвращается в конденсатор 3. При регенерации адсорбента жидкость из сборника 11 сливается в испаритель 5.

В блоке разделения КтК-35-3 (рис. 115, ж) жидкий кислород из конденсатора КТК проходит очистку в адсорберах 2 и разделяется на два потока: первый возвращается в конденсатор 3, второй — в конденсатор 3 криптоновой колонны. Циркуляция жидкости в конденсаторе 3 криптоновой колонны обеспечивается отбором жидкости из его центральной трубы в испаритель-конденсатор 4, а затем в испаритель 5.

В установке КАР-30 (рис. 115, з) очистка воздуха от углеводородов организована по-другому. Блок оборудован двумя параллельно включенными газовыми адсорберами 2, установленными на всем потоке воздуха из регенераторов, поэтому в нижнюю колонну 1 попадает малое количество углеводородов и кубовую жидкость не надо очищать. Основные конденсаторы включены в защитный циркуляционный контур: жидкий кислород из сборника 12 центробежным насосом 6 подается в основные конденсаторы 3, из центральных труб которых жидкость подается в адсорберы 2 и затем возвращается в сборник верхней колонны 12. Циркуляция жидкости в конденсаторе 3 криптоновой колонны достигается отбором жидкости из его центральной трубы в испаритель-конденсатор 4 и далее в испаритель криптонового концентратора 5.

На рис. 115, и приведена схема защиты блока разделения воздуха КтА-33 от углеводородов. Перед нижней колонной 1 установлены газовые адсорберы 2. Жидкий кислород из основных конденсаторов сливается в конденсатор 3, который включен последовательно в защитный циркуляционный контур. Жидкость из его центральной трубы через адсорберы 2 отбирается газлифтом 8 в сборник-распределитель 11 и возвращается в конденсатор 3. Циркуляция жидкости в конденсаторе 3 криптоновой колонны обеспечивается отбором криптонового концентрата в испаритель 5.

Некоторые зарубежные фирмы для защиты от углеводородов применяют схему, представленную на рис. 115, к. Воздух из регенераторов очищается в газовом адсорбере 2, который расположен перед нижней колонной 1. Жидкий кислород из основного конденсатора 3 проходит очистку в защитном циркуляционном контуре, состоящем из адсорбера 2 и насоса 6.

В схеме, показанной на рис. 115, л, очистка кубовой жидкости происходит в адсорбере 2. Жидкий кислород из основного конденсатора 3 очищается в защитном циркуляционном контуре. Так как в этой схеме предусмотрена криптоновая колонна, то часть жидкости, отбираемой из общего потока после центробежного насоса 6, проходит дополнительную очистку в адсорберах 2.

ПРОМЫШЛЕННЫЕ УСТАНОВКИ УМЕРЕННОГО ХОЛОДА, ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ И КРИОГЕННЫЕ УСТАНОВКИ

§ 1. УСТАНОВКИ УМЕРЕННОГО ХОЛОДА

Термодинамические основы работы холодильных машин.

Холодильной машиной называют комплекс механизмов и аппаратов, осуществляющих цикл хладагента. Компрессионная холодильная машина состоит из испарителя, компрессора, конденсатора и регулирующего вентиля, соединенных трубопроводами в замкнутую герметичную систему, в которой циркулирует фреон, аммиак или другой хладагент. Холодильная машина служит для охлаждения помещений, аппаратов, систем или других объектов и поддержания в них заданной температуры путем отвода тепла от охлаждаемого тела и передачи его в окружающую среду. Согласно второму закону термодинамики процесс такого охлаждения возможен при затрате энергии. Наиболее выгодным циклом холодильной машины, с помощью которой осуществляется перенос теплоты с низшего температурного уровня на высший с затратой работы, является цикл Карно.

Холодильную машину с устройствами для распределения холода по охлаждающим объектам и с изоляционными конструкциями называют холодильной установкой.

Одно- и двухступенчатые компрессионные холодильные установки. Принципиальная схема и цикл одноступенчатой паровой компрессионной холодильной машины приведены на рис. 116, а, б. В испаритель 2 подается холодильный агент массой, которая должна выкипеть и в виде паров отсосаться компрессором 1. В испарителе холодильный агент кипит (процесс 4—1) (рис. 116, б) при малом давлении и низкой температуре, отнимая при этом необходимую для своего кипения теплоту q_0 от окружающей среды и охлаждая ее. Холодильный агент сжимается в компрессоре 1 (процесс 1—2), меняет свое агрегатное состояние (процесс 2—3), переохлаждается (процесс 3—3'), дросселируется (процесс 3'—4), отбирает теплоту от охлаждаемого объекта и передает его охлаждающей среде в конденсаторе 3. Теплота, забираемая в охлаждаемом объеме, и теплота, от нагрева пара хладагента при сжатии его в компрессоре, передаются охлаждающей среде в конденсаторе.

При температуре 243...233 К кипения холодильного агента в испарителе применяют двухступенчатые холодильные машины с неполным или полным промежуточным охлаждением. При более низких температурах кипения используют трехступенчатые или

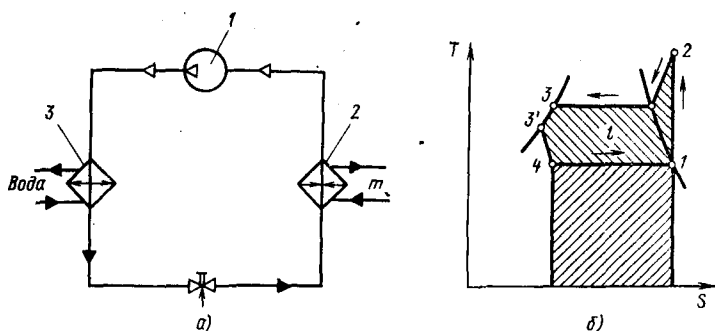


Рис. 116. Схема и цикл одноступенчатой паровой компрессионной холодильной машины

каскадные холодильные машины. На рис. 117, а, б приведены схема и рабочий цикл двухступенчатой машины с полным промежуточным охлаждением пара между ступенями низкого и высокого давления и двухступенчатым дросселированием. Сухой насыщенный пар, образовавшийся при кипении хладагента в испарителе 3, всасывается цилиндром низкого давления (ЦНД) 2 и сжимается адиабатически до промежуточного давления (процесс 1—2) (рис. 117, б). Затем пар поступает в водяной охладитель 1, в котором охлаждается при постоянном давлении (процесс 2—2'). Дальнейшее его охлаждение (снятие перегрева) до состояния сухого насыщенного пара при постоянном давлении (процесс 2'—3) осуществляется в промежуточном сосуде 5 в результате частичного выкипания в нем жидкого хладагента при промежуточном давлении p_n и температуре T_n . После этого цилиндр высокого давления (ЦВД) 9 всасывает из промежуточного сосуда 5 смесь паров, образовавшихся при дросселировании через регулирующий вентиль 6, паров, поступивших из ЦВД 9 и образовавшихся в промежуточном сосуде при снятии перегрева паров из ЦНД 2. Смесь паров сжимается в цилиндре высокого

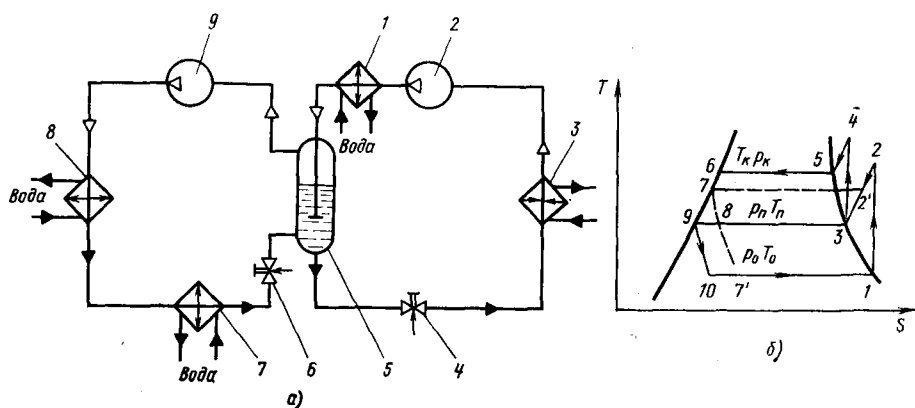


Рис. 117. Схема и цикл двухступенчатой холодильной машины с полным промежуточным охлаждением и двухступенчатым дросселированием

давления (процесс 3—4) до давления конденсации p_k . В конденсаторе 8 горячие пары, отдавая теплоту охлаждающей воде, охлаждаются (процесс 4—5), конденсируются (процесс 5—6) и переохлаждаются (процесс 6—7) в переохладителе 7. После переохлаждения жидкий хладагент проходит через регулирующий вентиль 6 и дросселируется до давления промежуточной ступени (процесс 7—8). Затем хладагент поступает в промежуточный сосуд, откуда он выходит к регулирующему вентилю 4, где дросселируется и направляется в испаритель. Затем процесс повторяется.

Аппараты холодильных установок. К основным аппаратам холодильных установок относят испарители, конденсаторы, теплообменники, переохладители, промежуточные сосуды, рассольные батареи; к вспомогательным — теплообменники, маслоотделители, маслосборники, ресиверы, отделители жидкости, грязеуловители, фильтры-осушители.

В зависимости от вида охлаждаемой среды испарители делят на две группы: испарители для отвода теплоты от жидких теплоносителей и испарители для отвода теплоты от воздуха. Последние разделяют на воздухоохладители и испарители с естественной конвекцией воздуха. Испарители для отвода теплоты от жидких теплоносителей бывают кожухотрубные и панельные. Кожухотрубные испарители в зависимости от подачи хладагента в межтрубное пространство делят на затопленные, когда наблюдается четко выраженный уровень жидкого хладагента, и незатопленные (оросительные).

По характеру внешних источников, воспринимающих тепло, различают конденсаторы с водяным и с воздушным охлаждением и конденсаторы, в которых теплота отводится путем испарения воды в воздух. По принципу отвода теплоты конденсаторы с водяным охлаждением делят на проточные, испарительные и оросительные.

В теплообменниках осуществляется рекуперационный теплообмен между жидким хладагентом, идущим из конденсатора к дросселирующему устройству, и паром хладагента, который отсасывает компрессор из испарителя.

Переохладители, широко используемые в аммиачных холодильных машинах, предназначены для снижения температуры жидкого аммиака ниже температуры конденсации перед дросселем.

Промежуточный сосуд — это теплообменный аппарат, используемый в двух- и многоступенчатых машинах для полного промежуточного охлаждения пара хладагента между ступенями сжатия и переохлаждения жидкого хладагента, поступающего из конденсатора к дросселирующему устройству.

§ 2. ОРГАНИЗАЦИЯ И СТРУКТУРА КИСЛОРОДНОГО И КРИОГЕННОГО ПРОИЗВОДСТВА

Криогенные установки, входящие в состав кислородных станций, производств, различают по производительности, типу цикла, составу получаемых продуктов. Воздухоразделительные установки по производительности условно делят на три группы: малой про-

изводительности (30 ... 300 м³/ч) для получения кислорода чистотой 99,2 ... 99,5 %, средней производительности (300 ... 4000 м³/ч) для получения кислорода чистотой 95 ... 98 %, большой производительности (более 4000 м³/ч) для получения кислорода чистотой 95 ... 98 %.

Организация кислородного и криогенного производства. Для обеспечения потребителей продуктами разделения воздуха в одних случаях создают отдельные кислородные предприятия, в других — станции и цеха разделения воздуха в составе предприятий. Заводы по производству кислорода и других криогенных продуктов предназначены для обеспечения газами потребителей, входящих в состав конкретного промышленного района. В зависимости от требований потребителей и условий производства продукты разделения вырабатывают в жидком или газообразном состоянии.

Для снабжения кислородом, азотом или другим криогенным продуктом конкретного предприятия организуют станции, цех, производство, которые являются частью данного предприятия. Станцию (цех) или производство оснащают соответствующим оборудованием, позволяющим получать криогенные продукты, производить их очистку, хранение и транспортирование к месту потребления.

Структура кислородного и водородного производства. Основной единицей промышленного предприятия является цех, представляющий собой в известной степени обособленную в административном и производственно-хозяйственном отношении часть предприятия. Наиболее целесообразно организовывать цеха на базе однородных установок, так как такое единообразие создает наилучшие условия для ремонта оборудования, расчетных операций и оперативно-технического руководства.

По назначению цеха предприятия делят на основные и вспомогательные. На кислородных и водородных производствах к основным относят следующие цеха: разделения, компрессии, очистки газов от примесей, сжижения, хранения, электролиза. Их нормальную работу обеспечивают вспомогательные производства: энергохозяйство, системы оборотного водоснабжения, щелочные отделения, отделение для приготовления дистиллированной воды, отделение установок умеренного холода, наполнительная баллонов, лаборатория контрольно-измерительных приборов и автоматики (КИПиА), химическая лаборатория и др.

Производственную структуру цеха характеризуют составом и взаимосвязью входящих в него основных и вспомогательных подразделений. В цехах имеются производственные участки и рабочие места. При организации каждого участка учитывают характерные особенности технологического процесса и используемого оборудования. Производственный участок — это часть цеха, где осуществляется законченная стадия определенного производственного процесса, в соответствии с которой обрабатываемое вещество переходит из одного качественного состояния в другое.

Например, в аппаратном зале цеха разделения воздуха (аппаратное отделение) осуществляется разделение воздуха с выходом из аппаратов качественно новых

продуктов: кислорода, азота, аргона и др. В электролизном цехе водородного производства на участке электролизеров осуществляется электролиз воды с выходом из аппаратов качественно новых продуктов: кислорода и водорода.

Существуют различные структурные схемы станций, цехов, производств. На металлургических, химических и других промышленных предприятиях в зависимости от местных условий станция, цех, производство или являются самостоятельными единицами, подчиненными главному энергетическому заводу, или входят в состав энергосилового хозяйства.

В составе станции разделения воздуха имеется одно или несколько зданий и сооружений с расположенным возле них на открытых площадках основным и вспомогательным оборудованием, участвующим в получении жидких или газообразных продуктов разделения воздуха, их очистке, хранении, наполнении баллонов, емкостей. Структура и состав помещений станций разделения воздуха могут быть различными.

Например, цех (отделение) разделения воздуха, цех (отделение) очистки продуктов разделения воздуха (аргона, криптоно-ксеноновой смеси), цех компрессии, цех (отделение) наполнения и хранения баллонов с продуктами разделения воздуха, хранилища для сжиженных газов с системами заправки транспортных емкостей — автомобильных или железнодорожных, мокрые и сухие стальные газгольдеры для газообразных продуктов, участок контрольно-измерительных приборов, электроподстанция, градирня, ремонтно-механическая мастерская, материальный склад и склад горючесмазочных материалов.

В зависимости от размеров станции и производительности установок, которыми она оснащена, установки располагают в одном или различных помещениях. Машинный зал, аппаратное и щелочное отделения находятся в одном здании (главный корпус), а наполнительная баллонов, склад баллонов и мастерская по ремонту баллонов — во вспомогательном корпусе. На крупных станциях для сжатия продуктов разделения до различных давлений могут быть организованы цеха компрессии.

Структурные схемы водородного и кислородного производств несколько различаются. Станция для получения жидкого водорода включает электролизный цех (отделение), цех компрессии с очисткой водорода от примесей кислорода и осушкой, цех сжижения, хранилище с криогенными трубами и системами заправки транспортных емкостей, газгольдеры, наполнительную баллонов, систему азото-снабжения, участки газоаналитического контроля и КИПиА, электроподстанцию, систему оборотного водоснабжения и др.

Все сооружения станций, цехов по производству криогенных продуктов следует располагать на территории предприятия с учетом технологических связей и условий минимальной протяженности коммуникаций, связывающих эти сооружения. Привязка этих сооружений должна удовлетворять всем требованиям СНИП-II-89-80 в части пожарных разрывов, подъездных путей и др.

Современные кислородные и водородные производства являются энергоемкими и широко используют для технологических и хозяйственных потребностей электрическую и тепловую энергию. Кроме

того, производство кислорода, азота, водорода связано с расходом значительного количества воды. Наличие крупных энергоресурсов — обязательное условие увеличения выпуска криогенных продуктов.

Основными факторами, определяющими правильную организацию и эксплуатацию криогенных производств, являются надежность и бесперебойность снабжения их всеми необходимыми видами энергии с наименьшими затратами. Любой перерыв в энергоснабжении приводит к серьезным нарушениям технологического процесса и к значительным экономическим потерям, так как требуются большие затраты энергии на повторный пуск и наладку режима. Удельный вес энергетических затрат в себестоимости криогенных продуктов составляет 50 ... 90 %, поэтому четкая организация работы энергохозяйства способствует снижению себестоимости.

§ 3. ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ ВЫСОКОГО ДАВЛЕНИЯ

Установки высокого давления работают по циклу высокого давления с дросселированием всего прямого потока или частичным дросселированием и расширением в детандере.

Установка АК-0,135 (рис. 118) предназначена для одновременного получения газообразных кислорода и азота. Схемой предусмотрено также получение в небольшом количестве жидкого азота. Основное преимущество установки — одновременное получение продуктов разделения воздуха за счет применения циркуляционного контура при регенерации адсорбента в блоке комплексной очистки и предварительного охлаждения воздуха жидким фреоном.

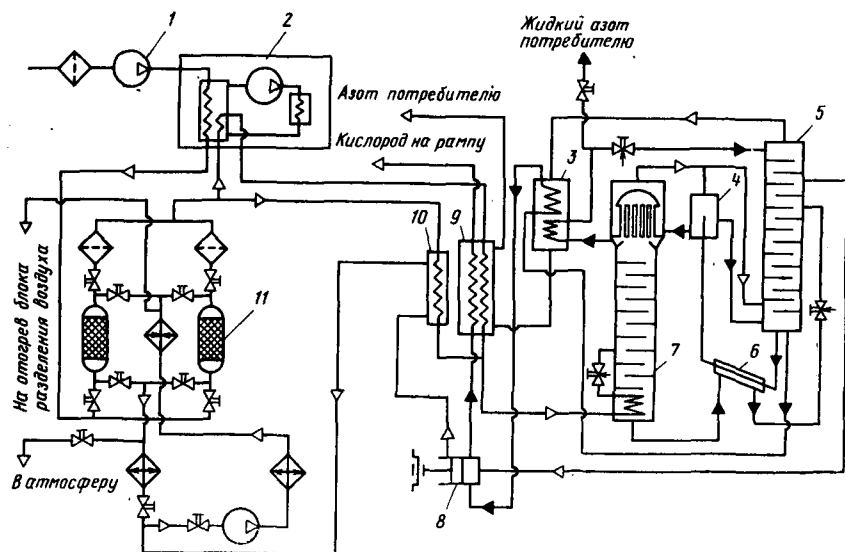


Рис. 118. Принципиальная технологическая схема установки АК-0,135

Очищенный от механических примесей и сжатый в компрессоре 1 воздух проходит блок предварительного охлаждения 2, комплексную очистку от влаги, двуокиси углерода, ацетилен в адсорберах 11 блока комплексной очистки воздуха и делится на два потока. Первый охлаждается в теплообменнике 10, а второй — в рассольном теплообменнике блока предварительного охлаждения 2 и основном теплообменнике 9. Затем оба потока соединяются и попадают в змеевик испарителя нижней колонны. Из змеевика сжиженный воздух дросселируется в середину нижней колонны 7 и проходит в ней предварительное разделение.

Кубовая жидкость из нижней колонны, пройдя испаритель газлифта 6, дросселируется в верхнюю колонну 5, где разделяется на газообразный азот высокой чистоты и жидкий кислород. Азот из верхней части колонны 5 направляется в межтрубное пространство переохладителя 3, основного теплообменника 9 и выдается потребителю. Часть жидкого кислорода из нижней части верхней колонны поступает в испаритель газлифта 6, где частично испаряется и, пройдя отделитель пара 4, поступает в межтрубное пространство конденсатора. Другая часть жидкого кислорода из переохладителя 3 поступает в насос 8, который подает его в трубки теплообменника 9. Здесь жидкий кислород испаряется, нагревается от сжатого воздуха и в виде газа под давлением идет в баллоны наполнительной рампы.

Часть жидкого азота, отбираемого из карманов, проходит переохладитель 3 и выдается потребителю. Аргонная фракция, отбираемая из верхней колонны, проходит охлаждающую рубашку насоса жидкого кислорода, межтрубное пространство теплообменника 10 и направляется на регенерацию цеолита в адсорберах 11 блока комплексной очистки воздуха.

Насос в воздухоразделительных установках высокого давления позволяет получить на выходе из установок сухой газ. Криогенную жидкость отбирают из колонны и насосом нагнетают в теплообменники. После испарения и нагнетания в результате теплообмена со сжатым воздухом, подаваемым в блок разделения, кислород или азот поступают в баллоны или через трубопроводы потребителю под необходимым давлением. В установках с жидкостным насосом к обычным потерям от притока теплоты через изоляцию и от недорекуперации добавляются потери, связанные с работой: приток теплоты извне за счет теплопроводности частей насоса и трения в насосе; работа нагнетания в насосе, т. е. работа, затрачиваемая на преодоление давления газа в баллоне или трубопроводе; изотермический дроссель-эффект сжатого кислорода.

§ 4. ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ СРЕДНЕГО ДАВЛЕНИЯ

Удельный расход энергии в воздухоразделительных установках среднего давления ниже, чем в установках высокого давления, так как они работают по циклу среднего давления с расшире-

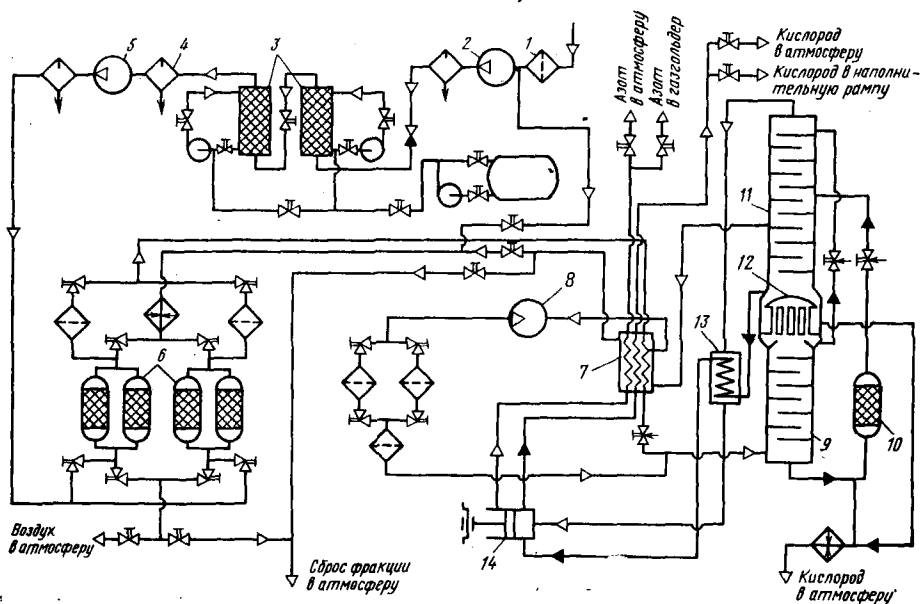


Рис. 119. Принципиальная технологическая схема установки АК-0,5

нием части воздуха в детандере. Особенностью современных отечественных установок среднего давления является применение в их технологических схемах блоков комплексной очистки воздуха, насосов жидкого кислорода и возможность их эксплуатации в нескольких режимах.

Установка АК-0,5 (рис. 119) предназначена для получения газообразного технического кислорода под давлением и газообразного азота.

Атмосферный воздух очищается от механических примесей в фильтре 1, сжимается в первой, а затем во второй ступени компрессора 2 и направляется в скрубберы 3 для очистки от двуокиси углерода. Затем он проходит щелочеотделитель 4, направляется для дальнейшего сжатия в компрессор 5 и поступает на осушку в блок 6. После осушки воздух попадает в основной теплообменник 7, из которого около 25 % потока отводится на расширение в детандер 8. Оставшаяся часть сжатого воздуха охлаждается в нижней части основного теплообменника, дросселируется и, соединившись с детандерным воздухом, поступает в куб нижней колонны 9. Здесь воздух разделяется на кубовую жидкость и пары азота.

Кубовая жидкость, пройдя адсорбер ацетилена 10, дросселируется в верхнюю колонну 11. Пары азота поднимаются в трубное пространство конденсатора 12 и конденсируются вследствие кипения в межтрубном пространстве конденсатора жидкого кислорода, образуя в процессе ректификации в верхней колонне. Жидкая

азотная флегма из карманов нижней колонны дросселируется в верхнюю колонну для орошения ее тарелок.

В верхней колонне воздух окончательно разделяется на газообразный азот и жидкий кислород. Жидкий кислород, пройдя переоохладитель 13, направляется в насос жидкого кислорода 14, где сжимается и нагнетается в основной теплообменник 7. Здесь он газифицируется, нагревается и затем выдается потребителю.

Газообразный азот из верхней части верхней колонны 11 проходит межтрубное пространство переоохладителя кислорода 13, охлаждающую рубашку насоса 14, азотную секцию основного теплообменника 7 и сбрасывается в газгольдер. В целях повышения чистоты отходящих азота и кислорода из верхней колонны отбирается аргонная фракция. Пройдя межтрубное пространство основного теплообменника 7, она сбрасывается в атмосферу. Часть аргонной фракции используется для регенерации адсорбента в баллонах блока осушки.

§ 5. ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ ДВУХ ДАВЛЕНИЙ

С увеличением производительности воздухоразделительных установок потери холода на 1 м³ перерабатываемого воздуха снижаются, поэтому не требуется сжимать его до высокого или среднего давления. В таких установках воздух делится на два потока: первый сжимается до высокого давления и обеспечивает холодопроизводительность процесса, второй (технологический) сжимается до низкого давления, необходимого для процесса ректификации. Холодильный цикл двух давлений использован в отечественных установках К-0,3; К-3,6; КАр-3,6 и др.

Установка КАр-3,6 (рис. 120) предназначена для получения технологического кислорода (3800 ... 4000 м³/ч) концентрацией 99 %, технического кислорода (300 м³/ч) концентрацией 99,3 %, сырого аргона (110 м³/ч) и криптонового концентрата (15 м³/ч). Атмосферный воздух (21 000 м³/ч) очищается от пыли и механических примесей в камере фильтров 1, сжимается до давления 0,6 ... 0,65 МПа в турбокомпрессоре 2 и после охлаждения в концевом холодильнике делится на две части: одна (19 000 м³/ч) поступает в кислородные 9, азотные 10 регенераторы и затем в нижнюю колонну; другая (2000 м³/ч) очищается от двуокиси углерода в скрубберах 5, сжимается в компрессоре 4 до давления 12 ... 18 МПа и охлаждается в теплообменнике-ожижителе 6, отходящим азотом до температуры 276 ... 278 К. Дальнейшее охлаждение воздуха до температуры 228 К происходит в переключающихся аммиачных теплообменниках 8. Затем воздух высокого давления разделяется на два потока: первый (65 % воздуха) расширяется в детандере 3 и направляется в нижнюю колонну 7; второй (35 %) охлаждается в азотном теплообменнике 14, двухсекционным аргонкислородном теплообменнике 16, дросселируется и также поступает в нижнюю колонну 7. Здесь в результате ректификации получают кубовую жидкость и азот.

Кубовая жидкость после очистки от твердых частиц двуокиси углерода в одном из фильтров 29 и углеводов в одном из адсорберов 22 дросселируется в межтрубное пространство конденсатора колонны сырого аргона 11 и затем направляется в среднюю часть верхней колонны 13 для окончательного разделения (циркуляция кубовой жидкости в конденсаторе сырого аргона исключает возможность накопления углеводов). Аргонная фракция, содержащая 8 ... 10 % аргона, поступает из верхней колонны 13 в колонну сырого аргона 11, проходит по ней снизу вверх и обогащается аргоном.

Из-под крышки конденсатора отбирается сырой аргон ($110 \text{ м}^3/\text{ч}$). Пройдя аргонную секцию 17 аргонокислородного теплообменника 16, он направляется в установку очистки аргона от кислорода. Очищенный от кислорода сырой аргон в виде технического аргона давлением 10 ... 15 МПа поступает в аргонный теплообменник 26, охлаждаемый в нем в результате испарения жидкого чистого аргона, подаваемого насосом жидкого аргона 25 из колонны 28 очистки аргона от азота и затем дросселируется в середину этой колонны до давления 0,18 ... 0,22 МПа. В колонне 28 происходит разделение технического аргона с получением чистого аргона. В трубное пространство нижнего конденсатора колонны 28 подаются пары азота из нижней колонны, конденсируются в нем и затем дросселируются (до давления 0,12 ... 0,14 МПа) в межтрубное пространство верхнего конденсатора для образования флегмы в колонне 28. Для компенсации потерь холода в верхний конденсатор колонны 28 подается дополнительное количество жидкого азота из переоохладителя 31. Полученный в результате ректификаций чистый аргон из межтрубного пространства нижнего конденсатора колонны 28 дополнительно охлаждается в переоохладителе 12 в результате теплообмена с кубовой жидкостью и насосом 25 подается на газификацию в аргонный теплообменник 26. Охлаждение цилиндра насоса осуществляется парами азота из межтрубного пространства верхнего конденсатора колонны очистки аргона от азота. После подогрева в рубашке насоса 25 азот поступает в межтрубное пространство теплообменника 15, теплообменника-ожижителя 6 и выбрасывается в атмосферу.

Флегма в колонне сырого аргона 11 образуется при конденсации паров фракции в трубном пространстве конденсатора за счет кипения более холодной кубовой жидкости в межтрубном пространстве. Возврат флегмы из колонны сырого аргона в верхнюю колонну 13 осуществляется на ту же тарелку, что и отбор аргонной фракции. Пары кубовой жидкости из конденсатора также возвращаются в верхнюю колонну 13 для окончательного разделения на кислород и азот.

Отходящий из верхней колонны азот после подогрева в переоохладителе 31 с температурой 92 ... 93 К поступает в регенераторы, проходит по насадке снизу вверх и выбрасывается в атмосферу.

Жидкий кислород из основного конденсатора сливается в трубное пространство выносного конденсатора 20, где испаряется в результате конденсации паров азота в межтрубном пространстве,

проходит отделитель ацетиленов 21 и далее направляется в криптоновую колонну 27. В верхней части колонны 27, где расположен конденсатор с кипящей в межтрубном пространстве кубовой жидкостью, происходит отмывка газообразного кислорода флегмой, стекающей из трубок конденсатора. Поскольку температура кипения криптона значительно выше температуры кипения кислорода, для отмывки криптона достаточно небольшого количества флегмы, получаемой в результате конденсации части (10 ... 15 %) паров кислорода. Кислород после отмывки от криптона направляется в регенераторы 9, причем из линии кислорода перед регенераторами часть потока (300 м³/ч концентрацией 99,3 %) отбирается в кислородную секцию 18 аргонокислородного теплообменника 16 и выдается потребителю как технический кислород.

Жидкий кислород, содержащий криптон, стекает в нижнюю часть криптоновой колонны, в которой он обогащается криптоном. Затем жидкость из колонны 27 стекает в трубное пространство криптонового конденсатора 23, где значительная часть ее испаряется, конденсируя пары азота, отбираемого из-под крышки основного конденсатора. Пары из отделителя 24 возвращаются в колонну 27, а жидкость с 0,1 % криптона и ксенона из нижней части отделителя через испаритель криптонового концентрата выводится для дальнейшей переработки.

Установка КАР-3,6 может работать также в кислородном режиме, когда аргонный и криптоновый узлы отключены. В этом случае поршневой детандер 3 останавливают и пускают турбодетандер 19, который используется также в пусковой период установки после полного отогрева. Включаются в работе также один из основных теплообменников 14 и детандерный теплообменник 30, в которых воздух высокого давления охлаждается азотом; теплообменники 15 и 16 при этом отключают.

Распределение воздуха на потоки низкого и высокого давления. В установках двух давлений подвергающийся разделению воздух сжимается компрессором до низкого давления (0,65 МПа), после чего большая часть воздуха поступает в регенераторы. Остальная часть воздуха очищается от двуокиси углерода в щелочном скруббере и сжимается до высокого давления в компрессоре. Поскольку воздух высокого давления служит для покрытия потерь холода в установке, его количество уменьшается по мере роста производительности установки. Например, в установке К-0,3 количество воздуха высокого давления составляет 26 % общего количества перерабатываемого воздуха, в установках КАР-3,6 и К-3,6 — 9,5 и 4 % соответственно.

Условия работы регенераторов. Регенераторы в воздухоразделительных установках применяют (см. гл. III) как для охлаждения основного потока воздуха, идущего в ректификационную колонну, так и для осушки его от влаги и очистки от двуокиси углерода.

Для длительной и непрерывной работы регенераторов необходимо следующее: при прохождении воздуха (прямого потока) на поверхности насадки должны остаться примеси воды (в виде кон-

енсата и льда) и твердой двуокиси углерода; при прохождении азота или кислорода (обратного потока) осевшие на поверхности насадки примеси воды и твердой двуокиси углерода должны испаряться в результате процесса диффузии и выноситься обратным потоком из регенератора. Первый процесс обеспечивает длительную непрерывную работу ректификационного аппарата, а второй предотвращает постепенное накопление на поверхности насадки льда и твердой двуокиси углерода и обеспечивает незабываемость регенераторов в течение длительного периода.

§ 6. ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ НИЗКОГО ДАВЛЕНИЯ

Особенности работы воздухоразделительных установок большой производительности. Технологические схемы установок большой производительности построены по холодильному циклу низкого давления, так как с ростом производительности установок удельные потери холода снижаются и для их покрытия достаточно использовать только воздух низкого давления. Рабочее давление цикла в таких установках определяется работой узла ректификации. Установки большой производительности отличаются простотой схемы, энергетической эффективностью, отсутствием специальных систем для очистки и осушки воздуха от примесей. Для этих установок специально разработаны турбомшины сжатия и расширения потоков с высокими КПД, вследствие чего в газовом тракте воздух не соприкасается с маслом и не вносит его в блок разделения. Каждая такая установка комплектуется двумя турбодетандерами. Во время пуска блока разделения работают оба турбодетандера, в установившемся режиме — один.

Сравнительная характеристика методов, применяемых для обеспечения незабываемости регенераторов. В установках, работающих по холодильному циклу двух давлений, превышение обратного потока над прямым позволяет обеспечить незабываемость насадки регенераторов твердой двуокисью углерода при длительной эксплуатации. Для установок, работающих по циклу низкого давления, способы обеспечения незабываемости регенераторов твердыми отложениями двуокиси углерода изложены в гл. III. Так, в установках Кт-5-1, Кт-12-2, КтА-12-2, КтК-12-1, КтАр-12, К-11-1 применяется воздушная тепловая петля по методу тройного дутья, в установке КА-5 — воздушная петля с прохождением теплового потока по змеевикам насадки регенераторов; в установках АКт-17-1, КА-13,5 — азотная тепловая петля. Отбор части воздуха из регенераторов при температуре 140 ... 180 К с последующим удалением из него двуокиси углерода в газовых адсорберах или вымораживанием в переключаемых теплообменниках используется в установках АКт-16-2, КтА-33, КАр-30, АКт-16-1, КТк-35-2 и др.

Очистка воздуха в кислородных регенераторах от примесей в установках низкого давления и длительная работа насадки обеспечиваются превышением на 3 ... 5 % обратного потока над прямым

путем распределения воздуха между кислородными и азотными регенераторами с помощью запорной арматуры.

Существенным недостатком метода тройного дутья является наличие трех азотных регенераторов, а также сложной клапанной системы для переключения трех потоков с холодными клапанами принудительного действия для петли. Недостатком регенераторов-рекуператоров (регенераторы с каменной насадкой и встроенными змеевиками) является их громоздкость. Метод отбора части прямого потока неудобен тем, что требует установки дополнительного оборудования в блоке разделения для очистки отбираемого воздуха от двуокиси углерода.

Однако каждый метод, применяемый для обеспечения незабываемости регенераторов, имеет свои преимущества. При методе тройного дутья регенераторы с металлической насадкой позволяют уменьшить объем и массу насадки на единицу теплопередающей поверхности по сравнению с регенераторами, заполненными базальтом и встроенными змеевиками, при одинаковом количестве перерабатываемого воздуха. Вместе с тем регенераторы с каменной насадкой и встроенными змеевиками, имеющие значительно большие размеры, позволяют увеличить длительность цикла переключения и получать чистые продукты разделения воздуха. Поэтому выбор того или иного метода, обеспечивающего незабываемость регенераторов, определяется назначением установки.

Условия работы основного и выносного конденсаторов. Основные и выносные конденсаторы в установках низкого давления предназначены для конденсации паров азота в межтрубном пространстве за счет испарения жидкого кислорода в трубном пространстве. В основных конденсаторах (конденсаторах-испарителях) испаряется весь кислород, стекающий из верхней колонны, в выносных — кислород, выдаваемый из установки в качестве продукта. Весь кислород, испаряемый в основных конденсаторах, направляется в верхнюю колонну для поддержания процесса ректификации.

Основные и выносные конденсаторы в установках большой производительности чаще всего бывают прямотрубными, выносные конденсаторы некоторых блоков разделения — витыми. В прямотрубных конденсаторах с внутритрубным кипением кислорода внутри трубок образуется сплошной поток парожидкостной смеси, удельный вес которой ниже удельного веса самой жидкости. Это позволяет существенно уменьшить потери температурного напора вследствие незначительного гидравлического напора столба жидкости и увеличить высоту трубок. Движение парожидкостной смеси внутри трубок обеспечивает высокие скорости потока и возможность циркуляции жидкости.

Циркуляция жидкости необходима из следующих соображений. При полном испарении жидкого кислорода в трубке конденсатора (работа трубки в «сухом» режиме) или плохом смачивании стенок трубок верхним слоем кипящего кислорода на них могут выпасть твердые углеводороды и возможен взрыв. Чтобы этого не произошло, конденсатор должен работать в «мокром» режиме, т. е. в трубках

конденсатора должен быть избыток жидкости и она должна циркулировать с кратностью не менее 5 ... 6.

Кратностью циркуляции называют отношение массы жидкого кислорода, поступающего на испарение, к массе образующегося пара.

Кратность циркуляции 5 ... 6 может быть обеспечена, если тепловая нагрузка конденсатора превышает $1400 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{ч)}$, а относительный уровень жидкого кислорода более 0,5 (относительным уровнем называют отношение превышения уровня жидкого кислорода в трубках над уровнем жидкого азота в межтрубном пространстве конденсатора к рабочей длине трубки). При такой циркуляции стенки труб обильно смачиваются жидкостью, а кристаллы углеводородов, если произойдет их выпадение, будут смыты потоком жидкости и через центральную трубу попадут в жидкость, находящуюся в конденсаторе.

Из-за испарения кислорода в трубках и возможного наличия кристаллов в конденсаторе жидкость постепенно обогащается углеводородами. Поэтому для обеспечения взрывобезопасной работы конденсатора необходима не только циркуляция жидкого кислорода в трубках, но и циркуляция жидкого кислорода в конденсаторе. Этого достигают путем слива жидкости из центральной трубы конденсатора или циркуляцией жидкого кислорода, предварительно очищенного от углеводородов в адсорбере.

Уровень жидкого кислорода в трубном пространстве конденсаторов и кратность циркуляции зависят от расположения ректификационных колонн и конденсаторов.

Выносные конденсаторы бывают прямотрубные и витые. Они предназначены для организации циркуляции жидкости в основных конденсаторах. В прямотрубные выносные конденсаторы жидкость, предварительно очищенную в адсорберах, направляют в целях равномерного распределения ее по всем трубкам. При эксплуатации прямотрубных выносных конденсаторов нельзя допускать унос капель жидкости вместе с газообразным кислородом в регенераторы, так как испарение этих капель в клапанных коробках может привести к взрыву.

В витые выносные конденсаторы жидкий кислород подается через специальные распределительные трубки и движется внутри трубок сверху вниз. Режим работы такого конденсатора должен быть мокрым. Это обеспечивается неполным испарением кислорода для получения необходимой массы газообразного кислорода, выдаваемого из установки. Оставшийся наиболее загрязненный углеводородными примесями жидкий кислород через отделитель ацетилена удаляется из блока. Распределительные устройства обеспечивают равномерное распределение жидкости по трубкам конденсатора и тем самым улучшают условия работы аппарата.

Регулирование холодопроизводительности. В установке низкого давления потери холода от недорекуперации и через изоляцию компенсируются холодопроизводительностью турбодетандера и изотермическим эффектом дросселирования воздуха при расчетной тем-

пературе окружающей среды. Эффект дросселирования воздуха в установках низкого давления незначителен, основное количество холода получается вследствие расширения части воздуха в турбодетандере. Следовательно, регулирование холодопроизводительности установки сводится к регулированию холодопроизводительности детандера.

Нерегулируемый турбодетандер рассчитывают на максимальную холодопроизводительность, необходимую для обеспечения работы установки при самых неблагоприятных условиях. Поэтому большую часть года необходимая холодопроизводительность турбодетандера меньше расчетной.

Уменьшения холодопроизводительности достигают искусственным понижением давления воздуха перед турбодетандером путем прикрытия вентиля на входе. Недостатком этого способа является снижение эффективности использования турбодетандера. Для повышения эффективности турбодетандер необходимо комплектовать направляющими аппаратами различной ширины (для зимних и летних условий, что связано с изменением производительности турбокомпрессора, а следовательно, и с изменением давления воздуха в системе).

Эффективным способом регулирования холодопроизводительности является изменение расхода газа путем поворота лопаток направляющего аппарата турбодетандера.

На некоторых установках регулирование холодопроизводительности турбодетандеров осуществляют отключением части сопел (изменение степени парциальности подвода газа к колесу). Этот способ менее экономичен, чем способ регулирования газа с помощью поворота лопаток направляющего аппарата.

Одновременное получение технологического и технического кислорода. Широкое применение кислорода в различных отраслях промышленности и особенно в металлургии, химии и ракетной технике привело к необходимости производить комплексное разделение воздуха с одновременным получением технологического и технического кислорода, сырого и чистого аргона, криптоноксенонового концентрата и неонгелиевой смеси.

Установки большой производительности, предназначенные для получения технологического и технического кислорода, удовлетворяют одновременно потребности доменного производства чугуна и конверторного производства стали. Процесс получения технического кислорода происходит в специальной дополнительной ректификационной колонне. Из блока разделения кислорода в газгольдер попадает, пройдя регенератор или теплообменник. Некоторые схемы установок низкого давления предусматривают получение технического кислорода высокого давления.

Установка КА-5 (рис. 121) предназначена для одновременного получения технического кислорода низкого давления ($4850 \text{ м}^3/\text{ч}$), высокого давления ($150 \text{ м}^3/\text{ч}$) и чистого азота.

Сжатый в турбокомпрессоре 1 воздух проходит скруббер 2 азотно-водяного охлаждения и направляется в регенераторы 3 с камен-

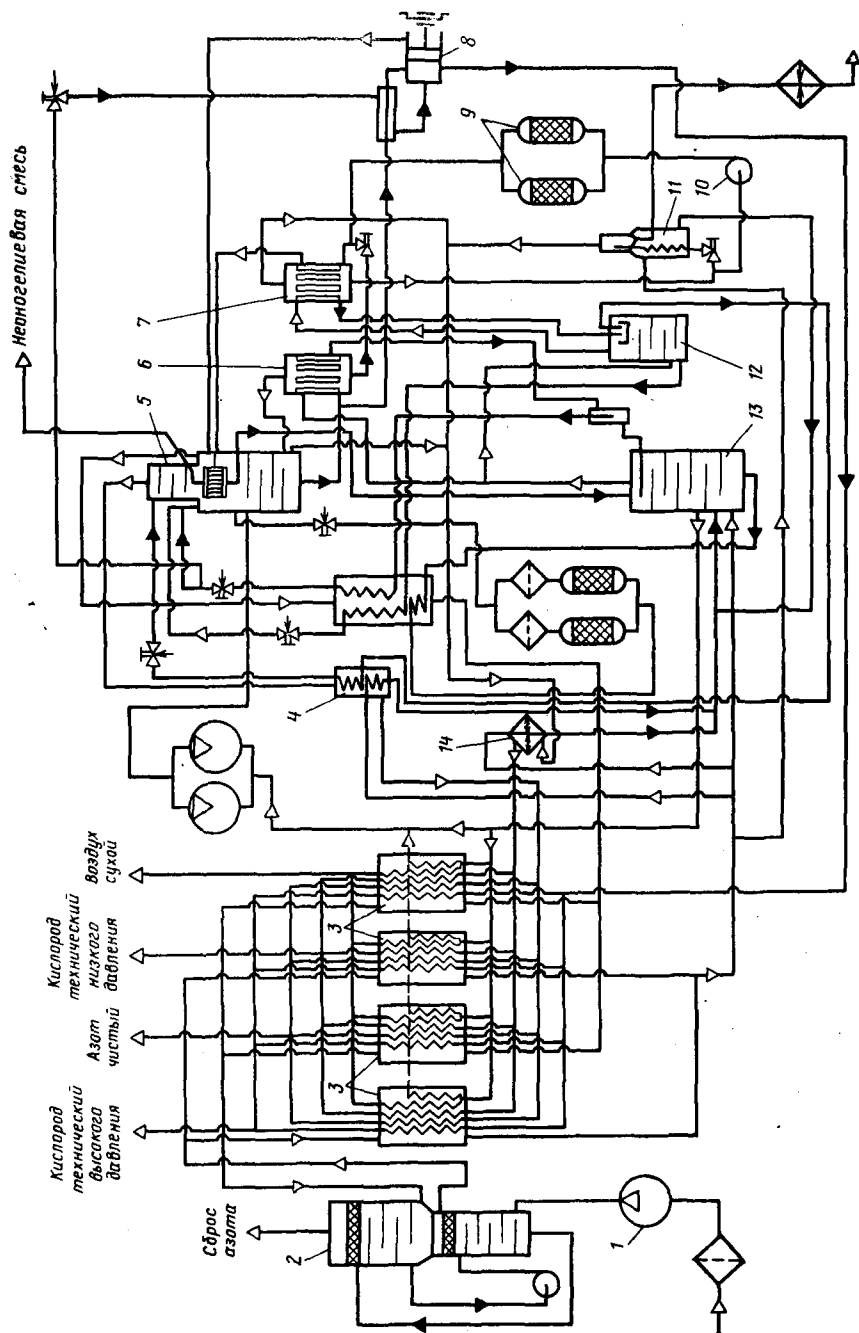


Рис. 121. Принципиальная технологическая схема установки КА-5

ной насадкой. Установка имеет четыре одинаковых по размерам регенератора, период переключения которых равен 9 мин. Обратным потоком, очищающим насадку регенераторов, является азот, выходящий из установки в атмосферу. По змеевикам регенераторов из установки отводятся технический кислород (низкого и высокого давления), чистый азот и сухой воздух для технологических нужд. В качестве несбалансированного потока применяют часть детандерного воздуха, отбираемого из нижней колонны 13 и направляемого в петлевые змеевики регенераторов.

Чистый азот получают в азотной колонне 12 путем дополнительной ректификации паров азота, отбираемых из нижней колонны 13. Флегма для орошения колонны 12 образуется в конденсаторе 7, включенном последовательно с основным конденсатором 6, что обеспечивает в последнем циркуляцию жидкости. Окончательная очистка газообразного азота от примесей кислорода происходит в верхней части верхней колонны. Чистый азот отбирается из верхней колонны 5, проходит межтрубное пространство теплообменника-подогревателя 4 и через змеевики регенераторов направляется к потребителю.

Газообразный кислород из верхней части трубного пространства конденсатора 7 азотной колонны 12, испарителя-конденсатора 11 и из нижней части верхней колонны 5, пройдя теплообменник-подогреватель 14, поступает в змеевики регенераторов и затем к потребителю. Газообразный азот, обогащенный неоном и гелием, выводится из верхней части конденсатора 7 в концентратор неонгелиевой смеси, который представляет собой трубчатку, помещенную в сборник верхней колонны 5.

Циркуляция жидкого кислорода осуществляется следующим образом. Жидкий кислород из конденсатора 7 азотной колонны 12 с помощью центробежного насоса 10 направляется для очистки от взрывоопасных примесей в один из адсорберов 9. После дополнительной очистки жидкий кислород возвращается в конденсатор 7. Часть жидкого кислорода из конденсатора 7 выводится в змеевики испарителя-конденсатора 11, где почти полностью испаряется за счет теплообмена с воздухом. Кислород высокого давления из установки выдается насосом 8 через змеевики регенераторов.

Установка К-11-2 (рис. 122) предназначена для получения технического кислорода ($11\,600\text{ м}^3/\text{ч}$), чистого азота ($1000\text{ м}^3/\text{ч}$), криптоксенонового концентрата и неонгелиевой смеси.

Воздух, сжатый в турбокомпрессоре 1 и прошедший скруббер 2, поступает на очистку и охлаждение в регенераторы 3 и 4, направляется на ректификацию в нижнюю колонну 7. Регенераторы заполнены металлической насадкой — дисками из тонкой рифленой алюминиевой ленты. Незабиваемость кислородных регенераторов обеспечивается превышением обратного потока над прямым, азотных — методом тройного дутья. Конструкция переключающих клапанов на кислородных регенераторах 3 и их компоновка исключают загрязнение получаемого технического кислорода.

Часть воздуха после промывки на нижних тарелках нижней колонны 7 от кристаллов двуокиси углерода и углеводов отби-

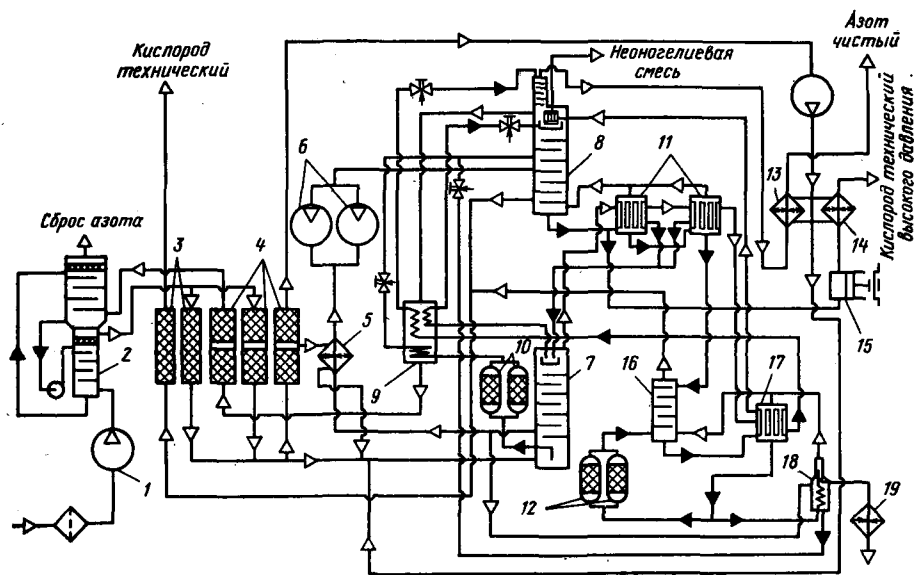


Рис. 122. Принципиальная технологическая схема установки К-11-2

рается из нижней колонны, нагревается в детандерном теплообменнике 5 за счет теплообмена с потоком петлевого воздуха, расширяется в турбодетандере 6 и вводится в среднюю часть верхней колонны 8. В нижней колонне происходит предварительное разделение воздуха на кубовую жидкость и грязный газообразный азот.

Кубовая жидкость из нижней колонны проходит один из адсорберов кубовой жидкости 10, соответствующую ветвь переохладителя 9 и дросселируется в верхнюю колонну 8.

Пары азота из верхней части нижней колонны поступают в межтрубное пространство двух последовательно включенных основных конденсаторов 11 и конденсируются там за счет теплообмена с кипящим кислородом в трубках этих конденсаторов. Несконденсированный азот из основных конденсаторов 11 направляется в межтрубное пространство выносного конденсатора 17, а конденсат (жидкий азот) стекает в сборник колонны 7. Часть жидкости отбирается из сборника, проходит соответствующую ветвь переохладителя 9 и поступает на орошение верхней колонны 8.

В верхней колонне происходит окончательное разделение воздуха на газообразный азот и жидкий кислород. Газообразный азот (грязный) из верхней колонны 8 проходит межтрубное пространство переохладителя 9, азотный регенератор 4, скруббер системы азотно-водяного охлаждения и выбрасывается в атмосферу. Чистый азот отводится из азотной колонны, встроенной в верхнюю часть верхней колонны 8, подогревается в азотном теплообменнике 13 и выдается потребителю.

Газообразный кислород концентрацией 99,5 % отбирается из верхней колонны 8, подогревается в кислородных регенераторах 3 и выдается потребителю.

Жидкий кислород из конденсатора 11 поступает на орошение криптоновой колонны 16 и обогащенный криптоном и ксеноном из колонны 16 поступает в выносной конденсатор 17. Пары кислорода возвращаются в криптоновую колонну 16, а неиспарившаяся жидкость, обогащенная криптоном и ксеноном, делится на две части. Одна проходит очистку от углеводородов в адсорбере жидкого кислорода 12 и возвращается в криптоновую колонну, а вторая поступает в змеевик испарителя-конденсатора 18 и почти полностью испаряется там за счет теплообмена со сжатым воздухом. Неиспарившийся остаток (криптоноксеноновый концентрат) выводится из блока разделения через испаритель 19.

Сконденсированный в испарителе-конденсаторе воздух дросселируется в верхнюю колонну 8. Газообразный кислород из криптоновой колонны 16 смешивается с технологическим кислородом из верхней колонны и через кислородные регенераторы 3 выдается потребителю. Часть жидкого кислорода из верхней колонны 8 подается в насос 15. Из насоса жидкий кислород поступает в кислородный теплообменник 14, где испаряется и подогревается, а затем выдается потребителю.

Азот, несконденсированный в выносном конденсаторе 17 и содержащий большую часть поступающего в установку неона и гелия, подается в концентратор неонгелиевой смеси, расположенный в сборнике верхней колонны 8. В концентраторе большая часть азота конденсируется, а несконденсировавшаяся часть (неонгелиевая смесь) выводится из блока разделения для дальнейшей переработки.

Установка КтКАр-12 (рис. 123) предназначена для получения технологического ($8500 \text{ м}^3/\text{ч}$), технического ($3500 \text{ м}^3/\text{ч}$) кислорода, а также аргона, чистого азота, криптоноксенонового концентрата, неонгелиевой смеси.

Воздух, сжатый в турбокомпрессоре 1, проходит систему азотно-водяного охлаждения, очищается и охлаждается в регенераторах 3, 4 и направляется на ректификацию в нижнюю колонну 6. Насадка регенераторов металлическая (диски из тонкой рифленой алюминиевой ленты). Незабиваемость кислородных регенераторов 3 обеспечивается превышением обратного потока над прямым, азотных 4 — методом тройного дутья.

В результате ректификации в верхней колонне 7 получают азот, кислород и аргонная фракция. Газообразный азот, пройдя переохладитель 5, азотные регенераторы 4 и скруббер 2, выбрасывается в атмосферу. Технологический кислород из верхней колонны направляется в кислородные регенераторы. Газообразный кислород из криптоновой колонны 9, смешиваясь с техническим кислородом, отбираемым с первой тарелки верхней колонны 7, поступает через кислородный теплообменник 15 к потребителю.

Сырой аргон получают ректификацией аргонной фракции в колонне сырого аргона 8. Из-под крышки конденсатора сырой аргон

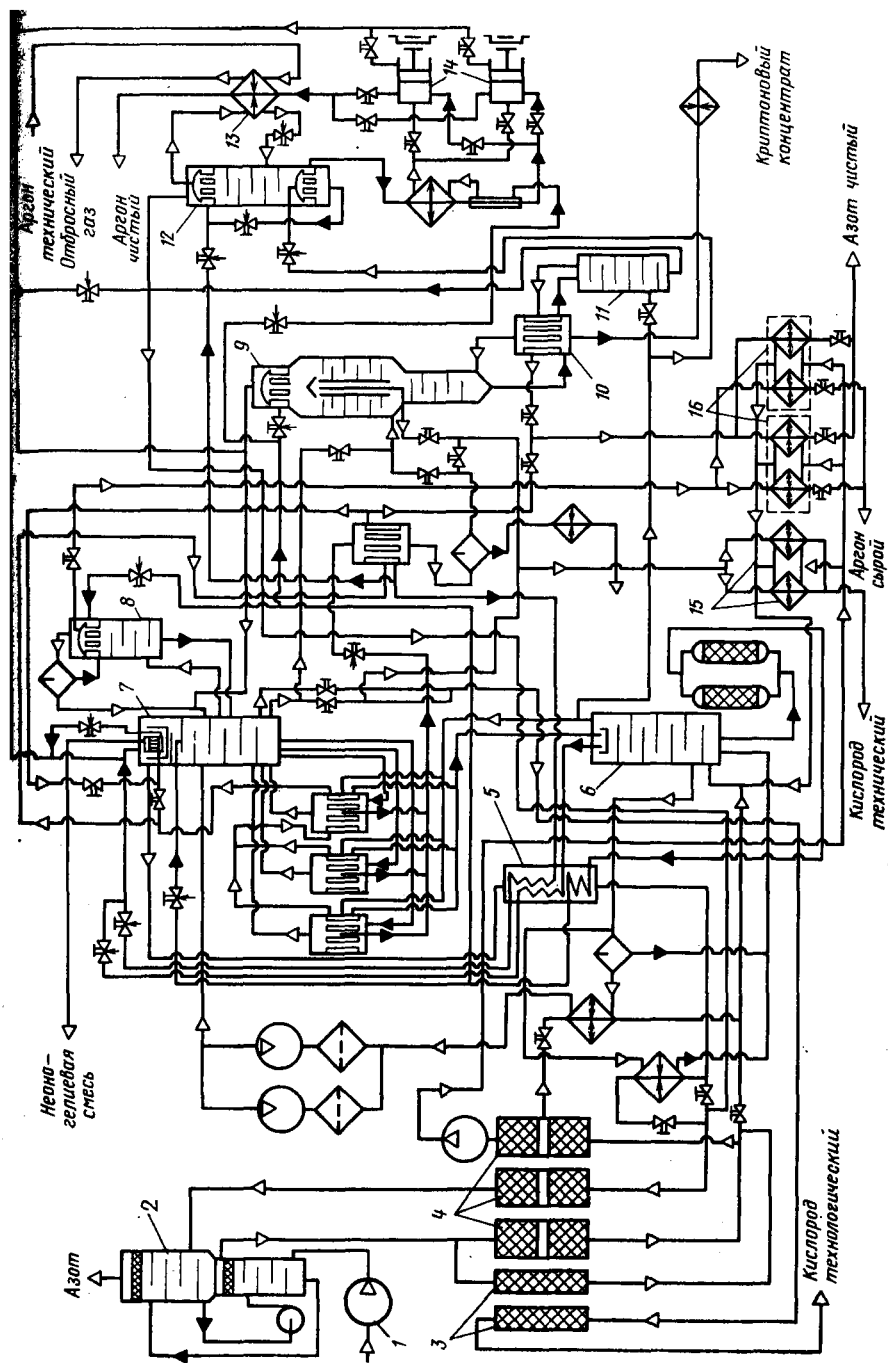


Рис. 123. Принципиальная технологическая схема установки КтКаР-12

поступает в аргонные секции теплообменника 16, где подогревается воздухом после азотных регенераторов и направляется в установку очистки аргона от кислорода (на схеме не показано). После очистки от кислорода аргон технический охлаждается в испарителе 13 и дросселируется в колонну 12, где он освобождается от примесей азота. Чистый аргон насосом 14 через испаритель 13 выдается потребителю. Схемой предусматривается возможность получения сухого чистого азота. Небольшое количество газообразного азота из нижней колонны 6 поступает в азотную колонну 11, а затем частично конденсируется в нижнем конденсаторе 10 и далее подается на орошение азотной колонны. Несконденсировавшийся в нижнем конденсаторе азот направляется в теплообменник 16 и затем к потребителю.

Установка КААр-15 (рис. 124) предназначена для получения технического кислорода ($15\,500\text{ м}^3/\text{ч}$), чистого азота ($16\,000\text{ м}^3/\text{ч}$), жидкого аргона (300 кг/ч).

В нижней колонне 6 установки КААр-15 происходит разделение воздуха на кубовую жидкость, газообразный азот и азотную флегму. Кубовая жидкость дросселируется в сепаратор 12, откуда поступает на 52-ю тарелку верхней колонны 5, в межтрубное пространство конденсатора сырого аргона 10 и конденсатора колонны сырого аргона 11. Из конденсаторов 10 и 11 кубовая жидкость подается на тарелку верхней колонны 5 ниже ее паров.

Газообразный азот из нижней колонны поступает на конденсацию в межтрубное пространство основных конденсаторов 7. Несконденсированный азот из конденсаторов 7 направляется в нижний конденсатор колонны чистого аргона 13, сжижается там, дросселируется в межтрубное пространство верхнего конденсатора той же колонны и отводится в верхнюю колонну 5. Жидкий азот из основных конденсаторов 7 выдается потребителю и стекает в распределительный сборник 8, а из него поступает на орошение нижней колонны 6, верхней колонны 5 и в межтрубное пространство верхнего конденсатора колонны 13.

Азотная флегма из нижней колонны 6, пройдя переохладитель 3, дросселируется в верхнюю колонну 5. Азот из верхней колонны поступает в переохладитель 3, в регенераторы 1 для охлаждения и очистки насадки и через скруббер выводится в атмосферу.

Из верхней части колонны 5 чистый азот проходит переохладитель 2 и через змеевики регенераторов 1 выдается потребителю. Технический кислород из верхней колонны и конденсаторов проходит подогреватель 4 и через змеевики регенераторов 1 выдается потребителю.

Газообразная аргонная фракция из верхней колонны отводится на разделение в колонну сырого аргона 9. Флегма для орошения колонны сырого аргона подается из трубного пространства конденсаторов 10 и 11. Сырой аргон отводится из верхней части конденсатора 11 и направляется в конденсатор сырого аргона 10. Из конденсатора 10 жидкий сырой аргон, пройдя испаритель 16, через змеевики регенераторов направляется в установку очистки аргона

от кислорода (на схеме не показана). Технический аргон возвращается в блок разделения через теплообменник 15. Окончательное разделение технического аргона происходит в колонне 13. Чистый аргон выводится в жидком виде из сборника колонны в емкость 14.

Установка КА-32 (рис. 125) предназначена для получения технического кислорода ($32\,000\text{ м}^3/\text{ч}$), чистого азота ($22\,000\text{ м}^3/\text{ч}$) и жидкого кислорода.

Охлаждение и очистка воздуха осуществляются в регенераторной группе, состоящей из девяти регенераторов с каменной насадкой и встроенными змеевиками, скомпонованные в три группы по три регенератора. Незабываемость насадки обеспечивается отбором части воздуха (петлевой поток) из середины регенераторов с последующей очисткой его в газовом адсорбере 3 и расширением в турбодетандере 4. Оптимальный температурный режим работы газовых адсорберов поддерживается путем подмешивания к петлевому потоку перед адсорберами части воздуха с холодного конца регенераторов. Если поток, направляемый в турбодетандер, необходимый для покрытия потерь холода установки, оказывается больше потока, проходящего газовый адсорбер 3, то недостающее количество воздуха добирается из потока, поступающего в нижнюю колонну. Если поток, проходящий адсорбер 3, превышает детандерный, то часть его сбрасывается в нижнюю колонну 10.

Газообразный азот из верхней колонны 8 проходит переохладитель азотной флегмы и кубовой жидкости 6, подогреватель азота 11 и направляется в регенераторы 1, 2 для охлаждения и очистки насадки. Чистый азот из верхней колонны проходит подогреватель-переохладитель 5 и поступает в змеевики регенераторов 2. Газообразный кислород отбирается из конденсатора 7 и через теплообменник-подогреватель 9 поступает в змеевики регенераторов 1.

Установка КААр-32 предназначена для получения технического кислорода ($32\,000\text{ м}^3/\text{ч}$), чистого азота ($22\,000\text{ м}^3/\text{ч}$) и жидкого аргона ($830\text{ кг}/\text{ч}$). Она является модификацией установки КА-32.

Установка КАр-30 (рис. 126) предназначена для получения технического кислорода низкого давления ($30\,000\text{ м}^3/\text{ч}$), технического кислорода высокого давления ($300\text{ м}^3/\text{ч}$), чистого аргона ($350\text{ м}^3/\text{ч}$), криптоноксенонового концентрата ($112\text{ м}^3/\text{ч}$) и неонгелиевой смеси ($4\text{ м}^3/\text{ч}$). Аргон из установки может быть выдан в жидком или газообразном виде.

Воздух из турбокомпрессора 1 охлаждается в оросительной башне 2 системы азотно-водяного охлаждения, проходит регенераторы 3, скомпонованные в четыре группы по три регенератора в каждой (на схеме условно показана одна группа) и после очистки в газовых адсорберах 24 делится на две части. Первая (основная) часть поступает на ректификацию в нижнюю колонну 22, вторая часть поступает в один из турбодетандеров 4. Из второй части воздушного потока отбирается петлевой поток воздуха, который проходит по змеевикам в каменной насадке регенераторов и смешивается с потоком детандерного воздуха, подогревая его.

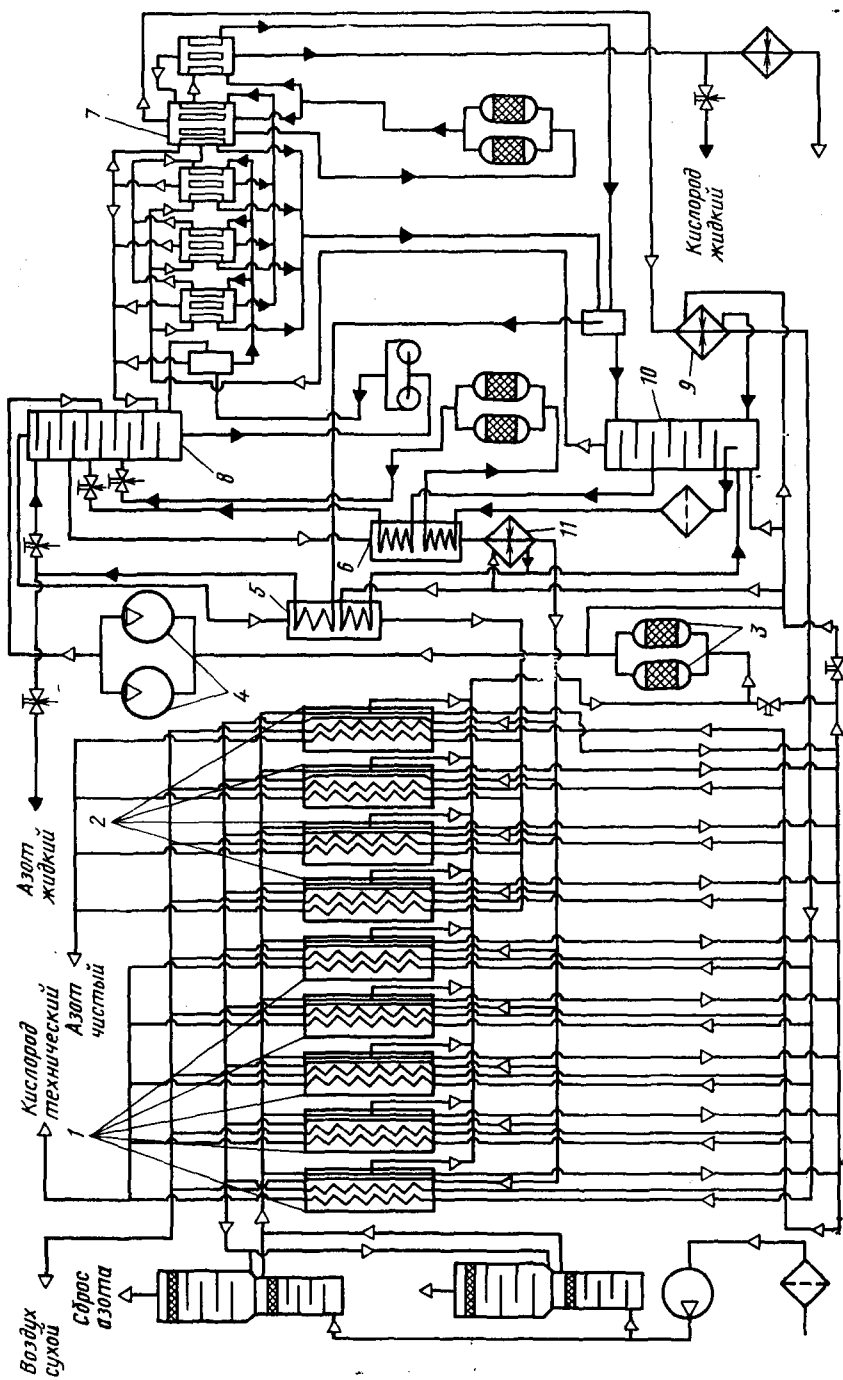


Рис. 125. Принципиальная технологическая схема установки КА-32

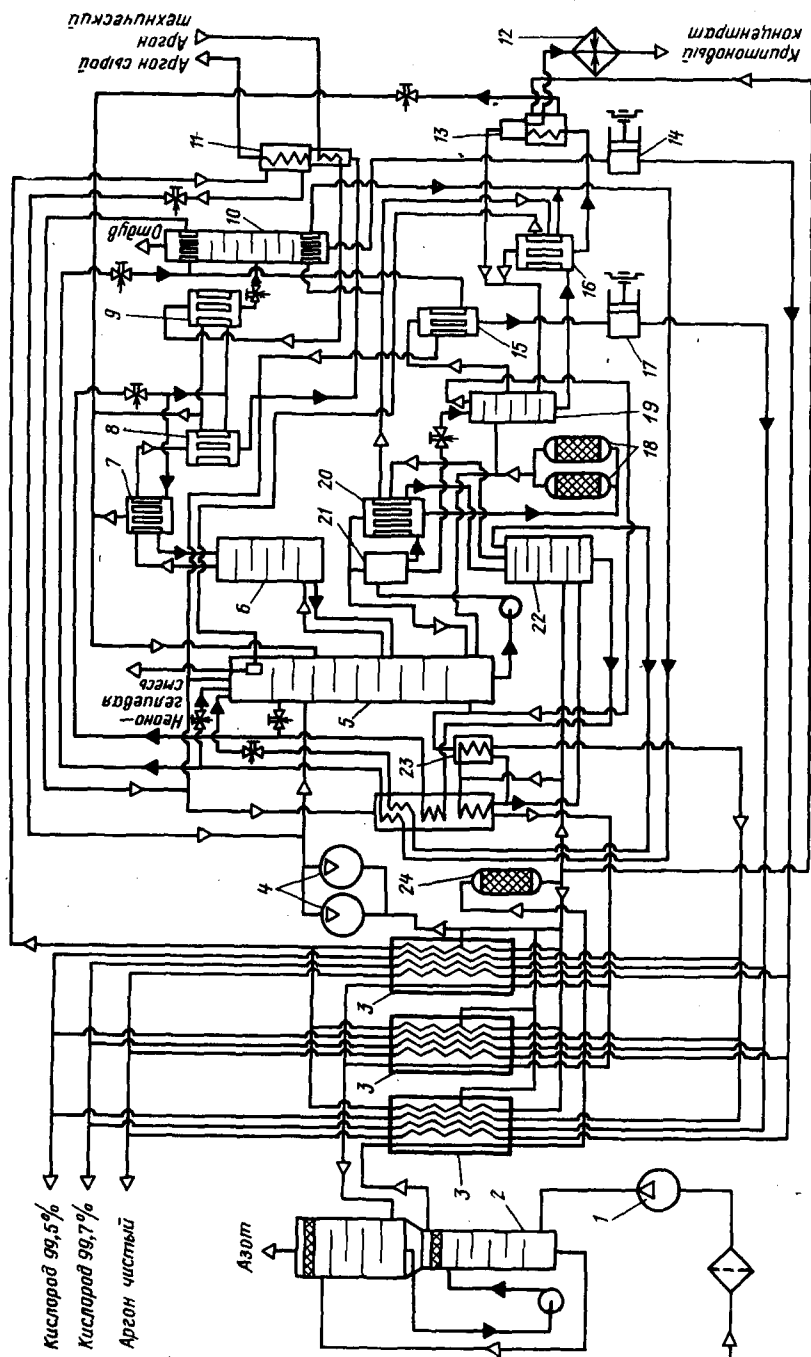


Рис. 126. Принципиальная технологическая схема установки КАР-30

Газообразный азот из нижней колонны 22 поступает на конденсацию в межтрубное пространство основных конденсаторов 20. Небольшое количество газообразного азота, обогащенное неонem и гелием, отводится из этих конденсаторов в нижний конденсатор колонны чистого аргона 10 и в конденсатор 16 криптоновой колонны 19, где в процессе конденсации азот обогащается неонem и гелием. Затем азотнонеонгелиевая смесь подается в концентратор, здесь азот конденсируется.

Газообразный кислород из верхней колонны 5, пройдя подогреватель 23, через змеевики регенераторов выдается потребителю. К этому потоку кислорода присоединяется газообразный кислород из верхней части криптоновой колонны 19, орошаемой жидким кислородом из сборника-распределителя 21. В процессе ректификации жидкий кислород, стекающий вниз по колонне, обогащается криптоном и ксеноном, затем он испаряется в конденсаторе 16 и в виде пара возвращается в колонну 19. Часть жидкого кислорода, обогащенного криптоном, отбирается из конденсатора 16 в испаритель-конденсатор 13 для частичного испарения. Оставшаяся часть направляется в испаритель 12. Жидкий кислород из конденсатора-перехладителя 15 насосом 17 подается в змеевики регенераторов, где газифицируется, и идет к потребителю.

Сырой аргон получают в колонне 6 путем ректификации аргонной фракции, поступающей из верхней колонны 5. Флегма для орошения колонны 6 получается в конденсаторе 7 колонны сырого аргона 6 в результате испарения в нем кубовой жидкости. Сырой газообразный аргон отбирается из конденсатора 7 и направляется на конденсацию в конденсатор сырого аргона 8, откуда жидкий сырой аргон поступает на испарение в теплообменник 11 и затем в установку очистки аргона. Технический аргон возвращается в блок разделения через нижнюю секцию теплообменника сырого аргона 11 сжижается в конденсаторе 9, поступает на разделение в колонну чистого аргона 10 и насосом 14 через змеевики регенераторов выдается потребителю.

Взрывобезопасная работа блока разделения обеспечивается установкой газовых адсорберов 24 на всем потоке воздуха, выходящего из регенераторов, наличием очистительного циркуляционного контура с переключающимися адсорберами 18 на потоке жидкого кислорода, организацией протока кипящей жидкости из каждого конденсатора, а также выводом из блока разделения наиболее загрязненной жидкости.

Установка Кт-70 (рис. 127) предназначена для получения технического кислорода (66 000 м³/ч), сухого азота (30 000 м³/ч), жидкого кислорода (5000 кг/ч) или азота, криптоноксенонового концентрата и неонгелиевой смеси.

Воздух (350 000 м³/ч), сжатый в турбокомпрессоре 1, проходит систему азотно-водяного охлаждения 2 и поступает в регенераторный узел, состоящий из одной пары кислородных 3 и четырех пар азотных 4 регенераторов. Во всех регенераторах насадка из алюминиевых галет.

Основная часть воздуха из регенераторов после очистки в отмывочной колонне 7 подается на ректификацию в нижнюю колонну 5. Кубовая жидкость подается на очистку от углеводородов в адсорберы 11 с помощью центробежных циркуляционных насосов 8. Незабиваемость регенераторов обеспечивается отбором части воздуха (петлевой поток) из середины регенераторов.

В нижней колонне происходит разделение воздуха на кубовую жидкость и азот. Основной поток кубовой жидкости из нижней колонны 5, пройдя переохладитель 9, дросселируется в верхнюю колонну 6; часть кубовой жидкости идет на подпитку отмывочной колонны.

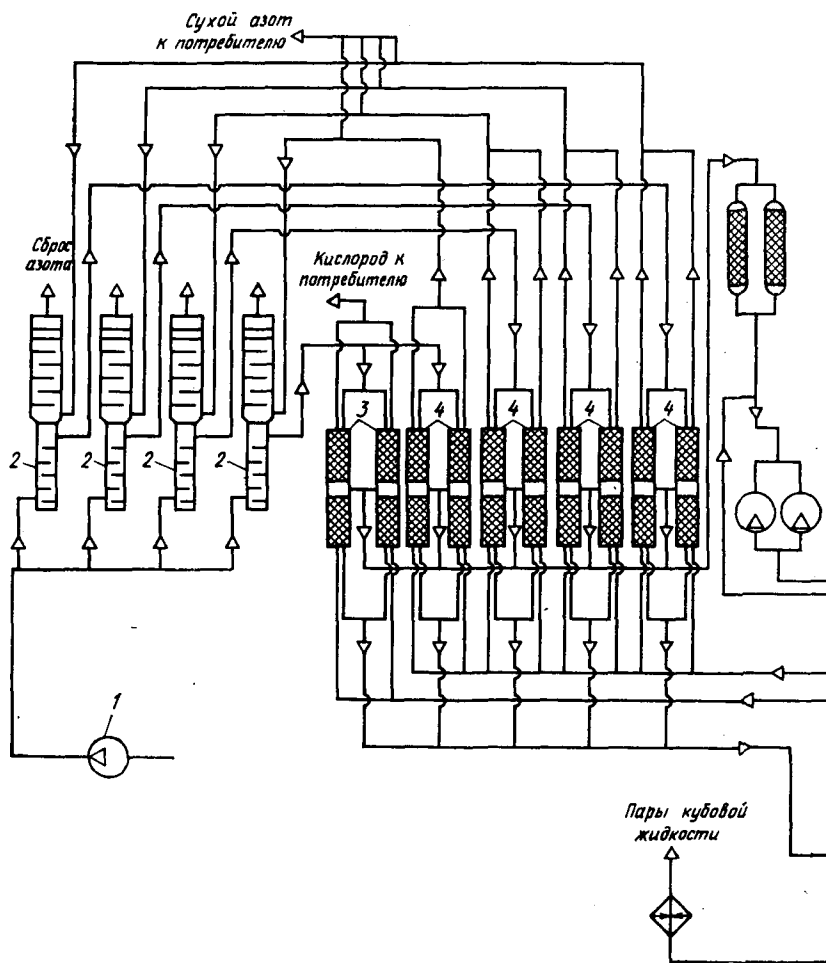
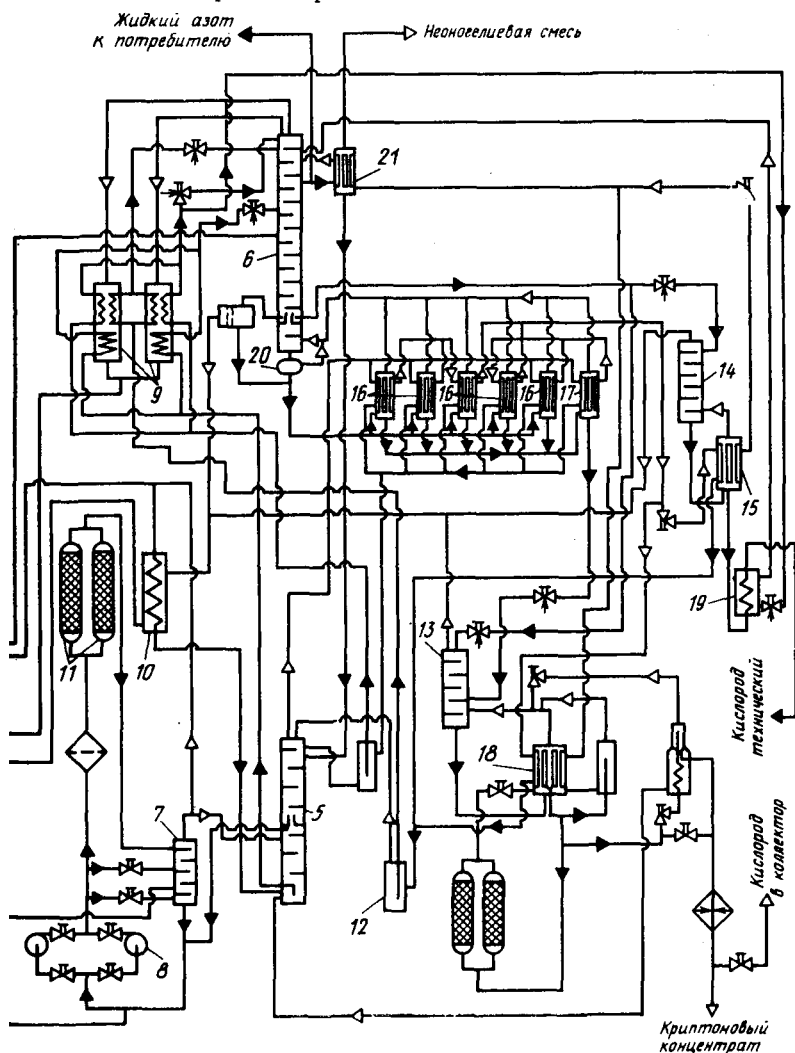


Рис. 127. Принципиальная технологическая схема установки Кт-70

Газообразный азот из нижней колонны отводится в межтрубное пространство основных конденсаторов 16 и 17. Соединение основных конденсаторов выполнено параллельно-последовательно, т. е. вначале азот поступает в две пары конденсаторов (первый, второй и пятый, шестой), а затем из каждой пары еще в два конденсатора: из первого и второго — в третий, из пятого и шестого — в четвертый. Такое распределение азота исключает возможность накопления неонгелиевой смеси в основных конденсаторах. Из третьего и четвертого конденсаторов газообразный азот направляется на конденсацию в конденсатор 15 колонны технического кислорода 14 и конденсатор 18 криптоновой колонны 13. Сконденсированный



в конденсаторах 15 и 18 азот стекает в сборник 12, а несконденсированный азот, обогащенный неонem и гелием, направляется в концентратор неонгелиевой смеси 21. Жидкий азот из всех конденсаторов используется в качестве флегмы для орошения верхней и нижней колонн.

Азот из верхней колонны, пройдя переохладитель 9, поступает на насадку азотных регенераторов.

Жидкий кислород из сборника верхней колонны 20 равномерно распределяется по пяти параллельно включенным основным конденсаторам 16. Испарившийся в них кислород возвращается в верхнюю колонну, а часть жидкого кислорода из конденсаторов направляется в конденсатор 17, подключенный последовательно. Испарившийся в конденсаторе 17 кислород также возвращается в верхнюю колонну, а неиспарившаяся жидкость отводится в среднюю часть криптоновой колонны 13 для дальнейшей ректификации. Для орошения криптоновой колонны 13 и колонны технического кислорода 14 из карманов верхней колонны 6 отбирается часть жидкого кислорода.

Жидкий кислород из сборника колонны 14 поступает на испарение в конденсатор 15. Испарившийся кислород возвращается в колонну технического кислорода 14, а неиспарившаяся жидкость, пройдя переохладитель 19, выдается потребителю.

Криптоноксеноновый концентрат получается в процессе отмывки в криптоновой колонне 13 жидкого кислорода, подаваемого на верхнюю тарелку.

Основное количество газообразного технологического кислорода отбирается из нижней части верхней колонны, к нему подмешивается газообразный кислород из колонн 13 и 14. Весь кислород через подогреватель 10 направляется в регенераторы 3 и затем — к потребителю.

Регулирование производительности установок и чистоты получаемых продуктов. Задачей регулирования параметров блока разделения в рабочем режиме является обеспечение наибольшего извлечения из воздуха кислорода и других газов заданной концентрации при наименьшем удельном расходе энергии. Регулируемыми параметрами являются: масса потоков, давление, температура, уровень жидкости и концентрация технологических потоков.

Массу перерабатываемого воздуха регулируют задвижкой на входе в блок разделения. При полностью открытой задвижке масса поступающего воздуха в блок увеличивается по мере роста давления. Давление воздуха перед установкой зависит от концентрации кислорода и азота. Эта зависимость имеет прямолинейный характер. Чем выше концентрация кислорода и азота в основных конденсаторах, тем больше давление в нижней колонне и на выходе из турбокомпрессора.

Почти все блоки разделения допускают работу как при форсированном режиме (производительность превышает расчетную), так и при сниженном количестве перерабатываемого воздуха. В установках низкого давления форсированный режим зависит от конструкции регенераторов и узла ректификации. Работа установок

на одном низком давлении воздуха имеет ряд особенностей, одна из которых определяется тесной связью между работой турбодетандера и ректификационной колонны, так как изменение массы проходящего через турбодетандер воздуха сказывается на режиме ректификации. Обычно масса воздуха через турбодетандер составляет 17 ... 25 % общей массы перерабатываемого воздуха. Увеличение доли детандерного потока снижает выход кислорода. При получении кислорода концентрацией 99,5 % увеличение доли детандерного воздуха на 1 % приводит к потере 0,8 ... 1 % кислорода. Особое влияние оказывает детандерный поток на установках комплексного разделения воздуха. Поэтому при регулировании режима блока нужно стремиться свести к минимуму все потери и уменьшить количество воздуха, подаваемого в детандер, и как можно эффективней использовать расчетный теплоперепад (т. е. теплоперепад, определяемый давлением между нижней и верхней колоннами). Количество детандерного потока регулируется изменением положения лопаток направляющего аппарата, давлением воздуха перед турбодетандером или числом открытых групп сопел направляющего аппарата.

Количество отбираемого из блока разделения кислорода регулируется подачей жидкого кислорода в выносной конденсатор. Концентрация кислорода регулируется отбором кислорода. Увеличение отбора снижает концентрацию, уменьшение — повышает. Концентрацию кислорода можно регулировать путем изменения количества перерабатываемого воздуха: увеличение его повышает концентрацию кислорода, уменьшение — понижает.

При получении аргона необходима хорошо отлаженная и устойчивая работа узла ректификации. Процесс ректификации регулируют, начиная с нижней колонны. На ректификацию в верхней колонне при извлечении аргона влияют уровень жидкого кислорода в основных конденсаторах, сопротивление регенераторов и др.

§ 7. УСТАНОВКИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ЖИДКОГО КИСЛОРОДА И АЗОТА

Установка АЖКЖКААрж-2 (рис. 128) предназначена для получения жидкого и газообразного чистого азота, жидкого и газообразного технического кислорода, чистого аргона и неонгелиевой смеси. Установка работает по циклу высокого давления с турбодетандером и предварительным охлаждением. Схема установки предусматривает возможность ее эксплуатации в двух основных режимах: азотном для получения 2000 кг/ч жидкого азота или кислородном для получения 2150 кг/ч жидкого кислорода. При обоих режимах вырабатываются чистый аргон и неонгелиевая смесь.

Воздух (8000 м³/ч) под давлением 20 МПа из компрессора 4 падает в влагоотделитель 5, проходит теплообменник-ожижитель 7, влагоотделитель 6, блок комплексной очистки 3 и делится на два потока. Первый после охлаждения в теплообменнике холодильной установки 2 направляется в турбодетандер 1 и затем в нижнюю

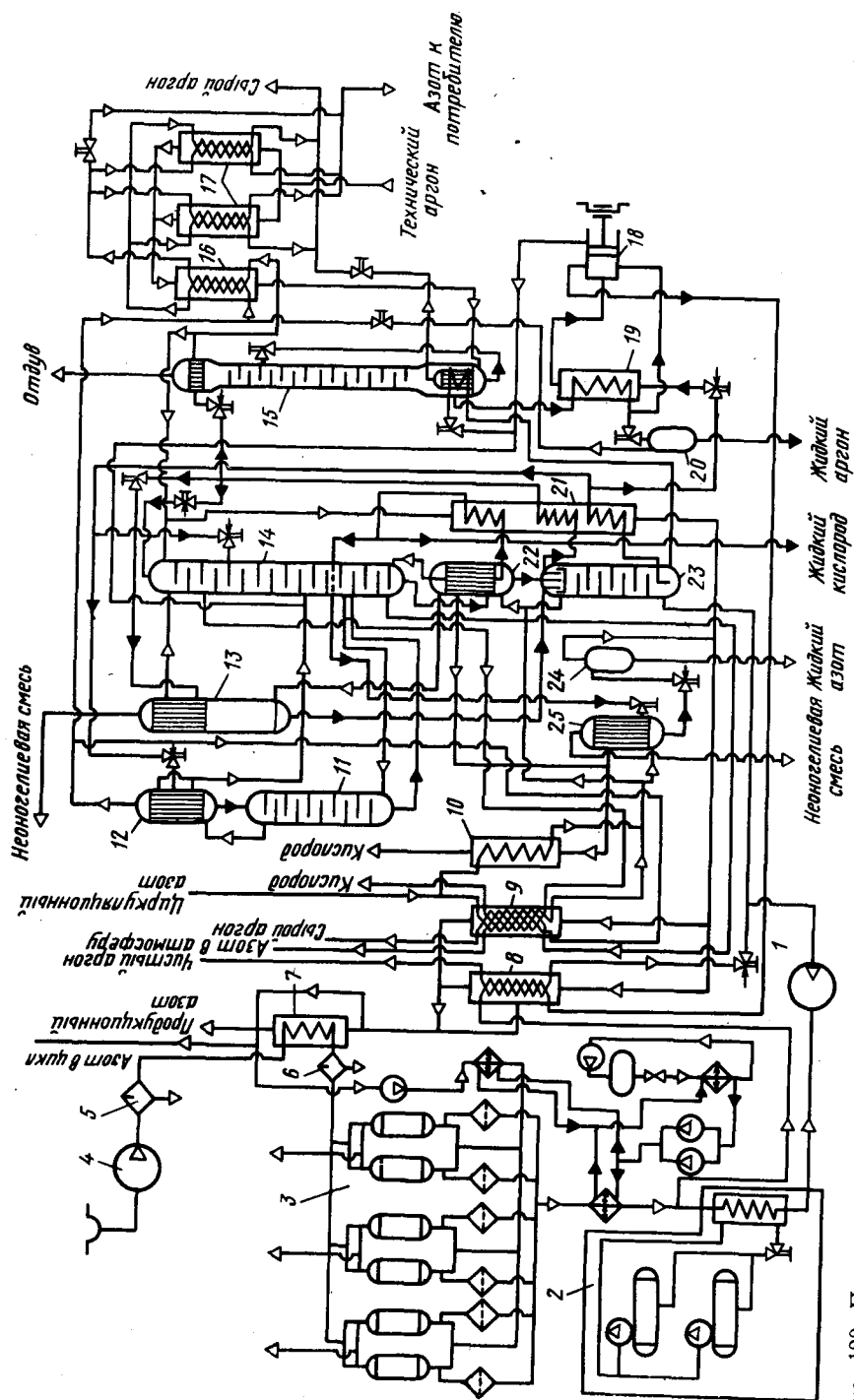


Рис. 128. Принципиальная технологическая схема установки АЖЖКААЖ-2

колонну 23. Второй поток воздуха поступает в основной теплообменник 8, где охлаждается аргоном и отходящим азотом, дросселируется и также поступает в нижнюю колонну. В узле ректификации воздух разделяется на жидкий кислород, азот и сырой аргон. Жидкий кислород отбирается из межтрубного пространства основного конденсатора 22, охлаждается в переохладителе 21 и поступает в межтрубное пространство выносного конденсатора 25. В результате теплообмена со сжатым азотом жидкий кислород испаряется, поступает в межтрубное пространство кислородного теплообменника 10, подогревается и выводится в газгольдер.

Газообразный азот отбирается из верхней колонны 14, соединяется с азотом, выходящим из верхнего конденсатора колонны чистого аргона 15, и проходит переохладитель 21. Затем он соединяется с потоком газообразного азота из сборника жидкого азота 24 и делится на два потока: один направляется в основной теплообменник 8, другой — в азотный циркуляционный теплообменник 9. Оба потока азота нагреваются в теплообменниках 8, 9 и соединяются. Часть азота из общего потока отводится в установку очистки аргона, остальной азот поступает в межтрубное пространство теплообменника-ожижителя, подогревается и затем делится на три части. Первая часть направляется на сжатие в азотные компрессоры, вторая — на регенерацию цеолита в блоке комплексной очистки воздуха, третья (азот в виде продукта) выдается потребителю. Сжатый азот возвращается в блок разделения воздуха, охлаждаясь в теплообменнике циркуляционного азота 9 и кислородном теплообменнике 10. Одна часть азота (циркуляционный поток), направляющаяся в основной конденсатор 22, служит для создания дополнительной азотной флегмы, вторая часть поступает в трубное пространство выносного конденсатора 25, где конденсируется, затем дросселируется в сборник жидкого азота 24 и выдается потребителю.

Для получения аргона из верхней колонны 14 отводится газообразная аргонная фракция в колонну сырого аргона 11. Сырой аргон отбирается из трубного пространства конденсатора 12 колонны сырого аргона и проходит последовательно теплообменник сырого аргона 16 и один из двух переключающихся теплообменников-вымораживателей 17, подогревается потоком технического аргона и выводится в газгольдер. Технический аргон из установки очистки аргона от кислорода поступает в межтрубное пространство одного из теплообменников-вымораживателей, где охлаждается потоком сырого аргона и азотом и освобождается от влаги. Затем сухой аргон подается в трубное пространство нижнего конденсатора колонны чистого аргона 15. Чистый жидкий аргон собирается в межтрубное пространство нижнего конденсатора, проходит переохладитель 19, сливается в сборник 20 и затем выдается потребителю. Для получения газообразного чистого аргона жидкий аргон после переохладителя 19 насосом 18 нагнетается через основной теплообменник 8 в баллоны.

Неоногелиевая смесь из-под крышки основного конденсатора 22 отводится в трубное пространство дефлегматора 13, где из смеси

частично конденсируется азот, а обогащенная смесь выводится из-под крышки дефлегматора.

При получении жидкого кислорода давление воздуха в цикле сохраняется и несколько уменьшается количество детандерного воздуха по сравнению с режимом для получения азота. Жидкий кислород из основного конденсатора проходит переохладитель 21 и выдается потребителю. Выносной конденсатор 25 и кислородный теплообменник 10 при этом режиме отключены.

Установка КЖАЖААрж-6 (рис. 129) предназначена для получения жидких кислорода, азота, аргона и газообразного азота высокой чистоты. Установка работает по циклу среднего давления с предварительным охлаждением и азотным циркуляционным циклом с расширением воздуха, азота в турбодетандерах. Схема предусматривает возможность ее эксплуатации в двух основных режимах: кислородно-азотном для получения всего кислорода в жидком виде (6000 кг/ч), жидкого (1380 кг/ч), газообразного азота (14 000 м³/ч) и аргона (314 кг/ч); азотном для получения дополнительного количества жидкого азота (7100 кг/ч) за счет испарения жидкого кислорода, аргона (314 кг/ч), газообразного кислорода (4500 м³/ч) и газообразного азота (10 000 м³/ч).

Воздух (22 200 м³/ч), сжатый в турбокомпрессоре 1 до давления 3,3 МПа и прошедший влагоотделитель 2, поступает в теплообменник-ожижитель 3 и затем в блок комплексной очистки 4. Из блока очистки основной поток воздуха направляется в блок теплообменников 7, предварительно смешиваясь с небольшим количеством воздуха, охлажденного в воздушной ветви двухсекционного теплообменника 5. Охлажденный до температуры 153 К воздух делится на два потока: первый (основной) поток направляется на расширение в турбодетандер 18 и затем в нижнюю колонну 11, второй — дополнительно охлаждается в блоке теплообменников 7 и в состоянии переохлажденной жидкости дросселируется в нижнюю колонну. Здесь воздух разделяется на кубовую жидкость и азот. Кубовая жидкость делится на две части: одна дросселируется в верхнюю колонну 9, другая — в конденсатор колонны сырого аргона 12 и из него в виде парожидкостной смеси также направляется в верхнюю колонну.

Полученный в нижней колонне газообразный азот конденсируется в межтрубном пространстве основного конденсатора 10 в результате теплообмена с жидким кислородом и сливается в сборник нижней колонны. Жидкий азот используется в качестве флегмы для орошения нижней и верхней колонн.

Азотная флегма из нижней колонны после переохлаждения в секции переохладителя-подогревателя 8 делится на три потока: первый (основной) дросселируется в верхнюю часть верхней колонны, второй в виде продукта выдается потребителю, а третий дросселируется в межтрубное пространство конденсатора колонны чистого аргона 13.

Поступившие в верхнюю колонну 9 потоки разделяются на жидкий кислород, аргонную фракцию и газообразный азот. Жидкий кисло-

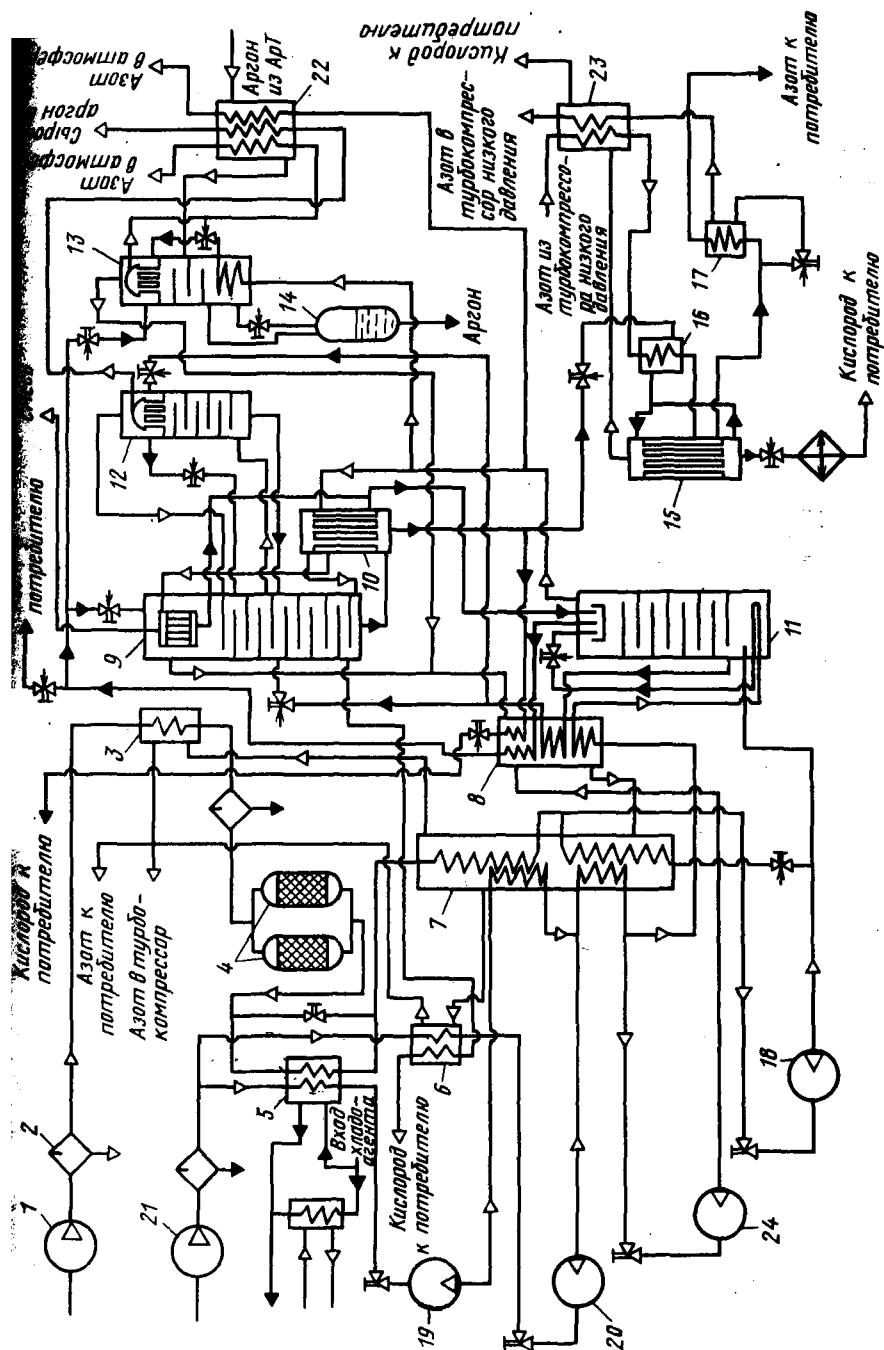


Рис. 129. Принципиальная технологическая схема установки КжАжАарж-6

род проходит основной конденсатор 10, переохладитель-подогреватель 8 и направляется к потребителю, а пары газообразного кислорода из конденсатора возвращаются в верхнюю колонну. Газообразная аргонная фракция отводится на разделение в колонну сырого аргона 12. Дефлегмация пара в колонне 12 происходит на внутренней поверхности конденсатора в результате теплообмена с кубовой жидкостью. Жидкая аргонная фракция возвращается из колонны сырого аргона в верхнюю колонну, а сырой аргон в газообразном виде отбирается из конденсатора колонны 12 и направляется в аргонный теплообменник 22. Отходящий из верхней колонны азот смешивается с потоком циркуляционного азота и, пройдя последовательно переохладитель-подогреватель 8, блок теплообменников 7, теплообменник-ожижитель 3, отдает холод прямым потокам; часть азота из середины блока теплообменников отводится для охлаждения циркуляционного потока азотного теплообменника 6.

Основная часть газообразного азота из блока разделения направляется к потребителю, а меньшая — в циркуляционный азотный компрессор 21. Далее циркуляционный поток азота ($22\ 200\ \text{м}^3/\text{ч}$ при давлении 3,3 МПа) направляется в блок разделения двумя потоками: первый (основной) после охлаждения до температуры 200 К в теплообменнике 6 и расширения до 1 МПа в первой ступени 20 двухступенчатого детандера направляется в соответствующую ветвь блока теплообменников 7; второй поток охлаждается водным раствором хлористого кальция до температуры 250 К в соответствующей ветви двухсекционного теплообменника 5 и после расширения в одноступенчатом турбодетандере 19 дополнительно охлаждается в блоке теплообменников 7, а затем смешивается с первым потоком. Объединенный поток, пройдя дополнительное охлаждение в блоке теплообменников, расширяется во второй ступени турбодетандера 24 и смешивается с потоком азота из верхней колонны. Часть циркуляционного азота в качестве дроссельного потока, пройдя охлаждение в переохладителе-подогревателе 8 и сжижение в змеевике нижней колонны 11, дросселируется в верхнюю часть нижней колонны.

Технический аргон после охлаждения в аргонном теплообменнике 22 за счет холода сырого аргона, паров отдува и азота из нижней колонны поступает на разделение в колонну чистого аргона 13. Чистый жидкий аргон из колонны 13 стекает в емкость 14 и выдается потребителю.

Для перевода блока разделения на азотный режим работы в схему блока введен узел сжижения азота, который состоит из конденсатора 15, кислородного теплообменника 23, переохладителя жидкого азота 17 и охладителя азота 16. Технологическая схема этого узла предусматривает сжижение газообразного азота, сжатого в турбокомпрессоре низкого давления до 0,6 МПа, в результате теплообмена с жидким кислородом.

Особенности работы установок для получения жидкого кислорода, азота, аргона. В установках для получения жидких продуктов разделения воздуха потери холода значительно увеличиваются в связи с выводом их из блока в жидком виде. В таких установках исполь-

зуют наиболее эффективные холодильные циклы: высокого давления с расширением воздуха в детандере, низкого давления с расширением воздуха в турбодетандере, двух давлений с циркуляционным азотным циклом и ступенчатым расширением азота в турбодетандерах, среднего давления с использованием циркуляционного холодильного цикла на азоте и расширения воздуха, азота в турбодетандерах и др.

Холодопроизводительность установок для получения жидких продуктов в несколько раз больше, чем у установок для получения тех же продуктов в газообразном виде. Минимальная работа получения жидкого кислорода, азота, аргона складывается из минимальной работы разделения воздуха и минимальной работы сжижения продуктов. Пуск установок для получения жидких продуктов аналогичен пуску установок для получения газообразных кислорода и азота. Однако благодаря большой эффективности цикла пуск, выход на режим таких установок проходит значительно быстрее, чем в установках для получения газообразных продуктов. Необходимо иметь в виду, что отбор продуктов разделения в жидком виде влияет не только на ректификацию, но и на тепловой баланс установки. Максимальное количество продукта, которое может быть выведено из блока, определяется в основном тепловым балансом установки.

§ 8. КРИОГЕННЫЕ УСТАНОВКИ ДЛЯ СЖИЖЕНИЯ ВОДОРОДА И ГЕЛИЯ

Физические и химические свойства газообразного и жидкого водорода, гелия. Водород — самый легкий из газов, молекулы его движутся быстрее молекул других газов. Поэтому водород характеризуется наибольшей скоростью диффузии и высокой теплопроводностью. Водород имеет два редких изотопа: дейтерий и тритий. Водород является взрывоопасным, но нетоксичным веществом. Коррозионного действия на конструкционные материалы он не оказывает. Жидкий водород бесцветен, прозрачен и не имеет запаха, он в 14 раз легче воды. В жидком водороде затвердевают почти все газы, кроме гелия. При конденсации и замерзании воздуха или кислорода в жидком водороде возникает потенциальная опасность взрыва. В обычных условиях водород малоактивен. Его активность сильно возрастает при нагревании, под действием электрического разряда, ультрафиолетового излучения, радиоактивных излучений и в присутствии катализаторов. Повышение химической активности водорода под действием перечисленных факторов в известной мере объясняется частичным образованием атомарного водорода, который значительно более активен, чем молекулярный. Водород — хороший восстановитель: отнимая кислород от окислов металлов, водород восстанавливает их.

Газообразный гелий имеет высокую теплоемкость, теплопроводность и малую плотность. Благодаря этим свойствам и нейтральности он является превосходным теплоносителем. Жидкий гелий — бесцветная, прозрачная жидкость, по своим свойствам она не имеет

себе равных среди других веществ. Одно из аномальных свойств жидкого гелия — отсутствие тройной точки, что можно увидеть на фазовой диаграмме состояния. Для получения твердого гелия необходимо приложить к жидкости внешнее давление. Жидкий гелий обладает удивительным свойством: при понижении температуры до 2,18 К его теплоемкость резко возрастает, а затем интенсивно уменьшается. Кривая теплоемкости напоминает букву λ , что явилось причиной таких названий, как λ -переход и λ -точка. Жидкую фазу при температуре 2,18 К и ниже называют гелий II, выше 2,18 К — гелий I. Гелий II обладает свойствами, которые не обнаружены у других жидкостей, в частности сверхтекучестью, впервые экспериментально установленной П. Л. Капицей. Как показали опыты, скорость протекания гелия II через узкую щель или капилляр столь велика, что вязкость его кажется равной нулю. Гелий II способен образовывать пленку на поверхности, с которой он соприкасается. В пленке практически отсутствует вязкое течение, т. е. полностью отсутствует трение: пленка быстро распространяется по твердой поверхности, легко преодолевая силу тяжести. Это явление ползучести гелия II весьма затрудняет получение низких давлений при откачке паров. Пленка «вползает» наверх, достигает теплых поверхностей, испаряется, увеличивая нагрузку вакуумной системы. Интересны и такие аномальные явления, характерные для гелия II, как фонтанный (термомеханический) и механокалорический эффекты.

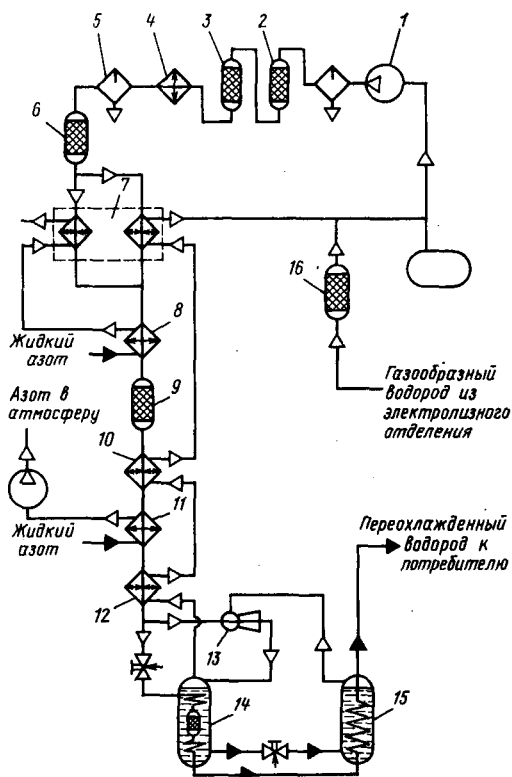
Особенности конструкции водородных и гелиевых ожижителей. Особенности сжижения водорода и гелия обусловлены переходом на более низкий уровень температур, чем при сжижении воздуха, и их физическими свойствами. При сжижении водорода и гелия необходимо применять эффективные и надежные теплообменные аппараты для проведения предварительного охлаждения сжатого газа ниже его температуры инверсии; высокоэффективную теплоизоляцию из-за малой теплоты испарения жидких водорода и гелия; совершенную очистку прямого потока от примесей, которые при сжижении водорода и гелия выпадают в виде твердых кристаллов и частиц; конструкционные материалы ожижительных установок с высокими механическими свойствами при очень низких температурах; герметизацию оборудования и систем в целях исключения утечек водорода и гелия; орто-параконверсию в водородных ожижителях для уменьшения потерь жидкого водорода при хранении. Основным элементом ожижителей водорода и гелия является низкотемпературный блок, состоящий из теплообменных аппаратов, расширительных машин и другого оборудования, заключенного в кожух с высокоэффективной изоляцией. Помимо низкотемпературного блока ожижительная установка включает целый ряд машин и аппаратов, обеспечивающих ее работу.

Установки для получения жидкого водорода, гелия. На рис. 130 приведена технологическая схема установки ВО-2 для получения 18,2 кг/ч переохлажденного параводорода, работающей по циклу высокого давления с дросселированием и двумя уровнями предварительного охлаждения азота. В качестве устройства, позволяющего

Рис. 130. Принципиальная технологическая схема установки для получения переохлажденного водорода

получить переохлажденный водород, применяют узел эжекции для создания в емкости с криогенной жидкостью вакуума и соответствующей температуры ее кипения.

Ожижитель (теплообменник средней зоны 10, ванна вакуумного азота 11, теплообменник холодной зоны 12, эжектор 13, сборники 14 и 15) и блок предварительного охлаждения 7 с азотной ванной 8 размещены в сосудах Дьюара с хорошей тепловой изоляцией. Сжатый до давления 12 ... 15 МПа в компрессоре 1 водород последовательно проходит очистку от масла в угольном фильтре 2, от примесей кислорода в реакторе высокого давления 3 и осушку от влаги в алюмогелевом осушителе 6. В реакторе газообразный водород очищается от примесей кислорода методом каталитического восстановления последнего водородом до воды на металлическом катализаторе никель—хром. В результате охлаждения водорода в холодильнике 4 происходит конденсация паров воды с последующим удалением конденсата во влагоотделителе 5. Каталитическая очистка водорода как правило должна быть на потоке водорода из компрессора (в реакторе низкого давления 16). Водород, осушенный от влаги и очищенный от примесей кислорода, проходит блок предварительного охлаждения 7 (теплообменник теплой зоны, состоящий из водородной и азотной секции), и охлаждается в змеевике, погруженном в ванну жидкого азота, который кипит под атмосферным давлением. После азотной ванны 8 сжатый водород (прямой поток) очищается от примесей азота в угольном адсорбере 9. Применение активированного угля для очистки водорода весьма удобно, так как интенсивность адсорбции резко возрастает с понижением температуры и при температуре, близкой к температуре конденсации адсорбируемого газа, достигает максимума.



После очистки водород высокого давления охлаждается обратным потоком водорода в теплообменнике средней зоны 10, в ванне вакуумного азота 11 за счет кипения жидкого азота под вакуумом и обратным потоком водорода в теплообменнике холодной зоны 12. Затем охлажденный прямой поток делится на две части: большая часть поступает в эжектор 13, расширяется и частично конденсируется; меньшая часть дросселируется до давления 0,4 МПа и выдается потребителю. Полученная из эжектора 13 жидкость накапливается в сборнике 14, в котором с помощью регулирующего клапана поддерживается заданное давление 0,15 МПа. Жидкий водород из сборника 14 через регулирующий вентиль подается в сборник-переохладитель 15 и при давлении 0,032 МПа охлаждается до температуры 17 К.

Отсос паров из сборника-переохладителя 15 осуществляется с помощью эжектора 13. В змеевике сборника 14 происходит конденсация паровой фазы потока водорода, орто-параконверсия его в конверторе, повторная конденсация паров в змеевике, образовавшихся при орто-параконверсии, и переохлаждение потока водорода до температуры 23,5 К. Из сборника 14 поток водорода поступает в змеевик сборника-переохладителя 15, где охлаждается до температуры 17,5 К. Пары водорода из сборника 14 в виде обратного потока, пройдя межтрубное пространство теплообменников 12, 10, 7, возвращаются в компрессор. Подпитка установки водородом осуществляется из электролизного отделения. Общая масса водорода, сжимаемого в компрессоре, составляет 125 кг/ч, количество обратного потока равно $125 - 18,2 = 106,8$ кг/ч.

Гелиевая ожижительно-рефрижераторная установка (рис. 131) позволяет получать 300 л/ч жидкого гелия в ожижительном режиме и имеет холодопроизводительность до 1300 Вт при температуре 4,5 К в рефрижераторном режиме. В установке применена четырехкаскадная схема охлаждения: охлаждение в азотной ванне, двухступенчатое расширение гелия в расположенных последовательно турбодетандерах; дросселирование гелия или расширение гелия в «холодном» детандере. Установку можно использовать для охлаждения, криостатирования металлоемких и сверхпроводящих объектов в широком диапазоне параметров при различных соотношениях ожижительной и рефрижераторной нагрузок.

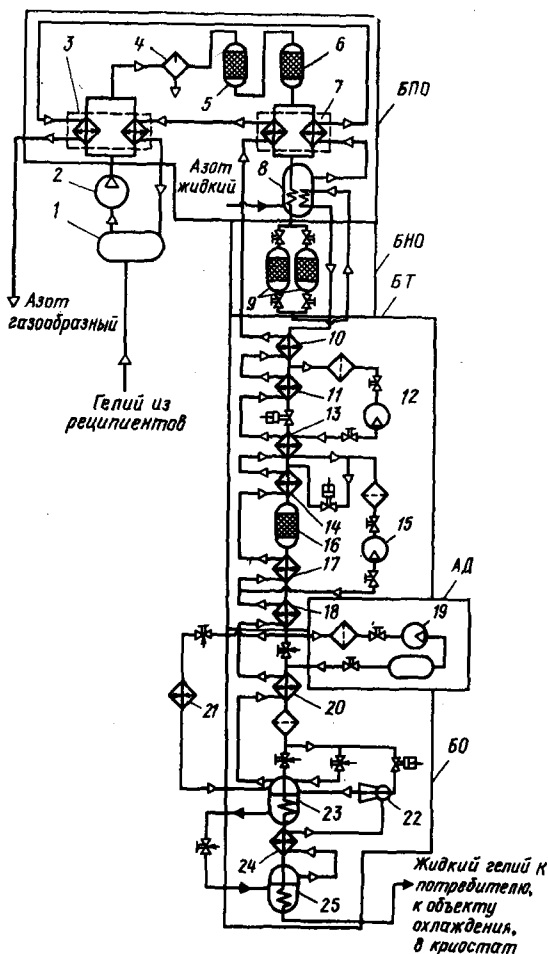
Гелий, поступающий из газгольдера 1, сжимается до давления 2,5 МПа в компрессоре 2, охлаждается до температуры 268 ... 273 К в теплообменниках 3 в результате теплообмена с обратными потоками азота и гелия. Затем сжатый гелий (прямой поток), освободившись в сепараторе 4 от капель масла и влаги, проходит тонкую очистку от паров масла в угольном адсорбере 5 и осушку от паров воды в цеолитовом адсорбере 6. Далее прямой поток после охлаждения в теплообменниках 7 и азотной ванне 8 охлаждается от примесей азота, кислорода, аргона в блоке низкотемпературной адсорбционной очистки 9. Очищенный от компонентов воздуха гелий вновь поступает на охлаждение в азотную ванну 8 для снятия теплоты, выделяющейся в процессе адсорбции, и с температурой 80 К направ-

Рис. 131. Принципиальная технологическая схема гелиевой ожигительно-рефрижераторной установки

ляется в теплообменник 10. Затем сжатый гелий разделяется на два потока. Первый поток (40 ... 45%) расширяется до давления 0,8 ... 1,2 МПа в первой ступени турбодетандера 12, дополнительно охлаждается в теплообменнике 13, расширяется до давления 0,025 МПа во второй ступени турбодетандера 15 и соединяется с обратным потоком. Второй поток последовательно охлаждается в теплообменниках 11, 13, 14, 17, 18, очищается в адсорбере 16, расширяется в поршневом детандере 19 до давления 0,25 МПа, дополнительно охлаждается в теплообменнике 20 и направляется в змеевик сборника жидкого гелия 23. Здесь гелий сжижается и выводится потребителю. Пары гелия (обратный поток) из сборника 23 поступают противотоком в межтрубное пространство теплообменных аппаратов, охлаждают прямой поток, сами нагреваются и возвращаются во всасывающую линию компрессора.

Подпитка установки газообразным гелием производится из реципиентов в количестве, эквивалентном производительности установки по жидкому гелию. Применение в установке эжектора 22 и вакуумной ванны 24 позволяет выдавать потребителю переохлажденный гелий температурой 3,6 ... 3,8 К. При этом жидкий гелий из сборника 23 направляется в теплообменник 24 и далее в змеевик ванны 25, которая вакуумируется эжектором 22. Получение переохлажденного гелия производится на дроссельном режиме без включения детандера 19.

При работе установки в рефрижераторном режиме прямой поток дросселируется и поступает на охлаждение объекта 21. Теплота от этого объекта отводится путем подогрева гелия, который затем в виде



обратного потока направляется противотоком в межтрубное пространство теплообменников и возвращается в газгольдер. В рефрижераторном режиме обратный поток равен прямому.

В установке можно выделить следующие основные группы оборудования: блок предварительного охлаждения БПО, блок низкотемпературной адсорбционной очистки БНО, блок теплообменный БТ, агрегат детандерный АД и блок ожижения БО. БПО состоит из теплообменников предварительного охлаждения и азотной ванны. Прямой поток гелия охлаждается в теплообменниках 3 и 7 до температуры 90 К за счет холода обратного потока и паров азота. Конструктивно БПО представляет собой разъемный вакуумный цилиндрический сосуд из коррозионно-стойкой стали. БТ предназначен для дальнейшего охлаждения прямого потока гелия от 80 до 15 К и выдачи его в БО или на захлаживание объекта 21. В состав БТ входят теплообменники 10, 11, 13, 14, 17, адсорбер 16, турбодетандеры первой и второй ступеней 12, 15. Теплообменники предназначены для охлаждения сжатого гелия обратным и детандерным потоками. Получение холода в турбодетандерах, включенных в схему последовательно на разных температурных уровнях, необходимо для компенсации притоков теплоты из окружающей среды и недорекуперации теплообменников. Конструктивно БТ представляет собой разъемный вакуумный цилиндрический сосуд с экраном, охлаждаемым жидким азотом. БО предназначен для окончательного охлаждения гелия от 15 до 5 К и сжижения его. В БО входят теплообменники 20, 24, сборник жидкого гелия 23, ванна вакуумного гелия 25 и эжектор 22. В сборнике 23 накапливается жидкость, которая охлаждает идущий по змеевику к потребителю гелий и подпитывает ванну вакуумного гелия. В зависимости от режима работы схемой установки предусмотрена возможность параллельного или последовательного подключения к блоку ожижения детандера 19.

Применение жидких водорода и гелия. Жидкие водород и гелий нашли широкое применение. Благодаря низким температурам кипения их используют в качестве криоагентов.

Жидкий водород применяют в пузырьковых камерах, в которых регистрируются следы (треки) заряженных частиц. Камера представляет собой емкость, заполненную криогенной жидкостью. Проходя через слой этой жидкости, ионизированные частицы образуют центры парообразования (пузырьки). Особый интерес к жидкому водороду появился в связи с перспективами его использования как и высокоэффективного, незагрязняющего атмосферу топлива для энергосистем и транспортных двигателей. Получение дейтерия методом низкотемпературной ректификации жидкого водорода для атомной энергетики, использование жидкого водорода как источника газообразного водорода высокой чистоты на химических предприятиях, где он необходим для процессов синтеза, исследование механических свойств различных материалов в среде жидкого водорода в криогенной лаборатории — вот далеко неполный перечень областей применения жидкого водорода.

Гелий очень широко применяют в криогенных системах. Подобно жидкому водороду, жидкий гелий долгое время получали только в лабораторных условиях. В настоящее время производительность наиболее крупных гелиевых ожижителей превышает 1000 л/ч; существует большое количество гелиевых ожижительных и рефрижераторных установок, предназначенных для охлаждения сверхпроводящих систем, криогенных вакуумных насосов, различных аппаратов, приборов и других устройств. Широкое применение гелиевых установок в науке и технике объясняется его уникальными физическими свойствами.

§ 9. ГАЗОВЫЕ ХОЛОДИЛЬНЫЕ МАШИНЫ

Принцип работы газовой холодильной машины. Газовые холодильные машины (ГХМ) получили широкое распространение благодаря их компактности и высокой эффективности. По конструкции ГХМ близки к компрессорным и расширительным машинам, а по назначению — к установкам с замкнутым холодильным циклом. Специфика этих машин заключается не столько в применении специального рабочего тела (гелий, водород), сколько в использовании своеобразного холодильного цикла.

Принцип работы ГХМ следующий (рис. 132). Два поршня в цилиндре (рабочий объем которого является общим как для компрессора, так и для расширительной машины) движутся соосно. В рабочем пространстве цилиндра 1 помещен регенератор 2, который делит рабочую полость на две части, условно называемые полостями сжатия (а) и расширения (б). К основным элементам машины кроме цилиндра, поршней и регенератора относят также теплообменники, которые осуществляют тепловой контакт между полостью цилиндра и внешней средой. В полости сжатия (а) между регенератором и

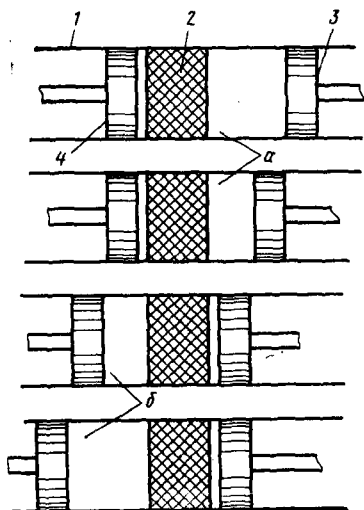
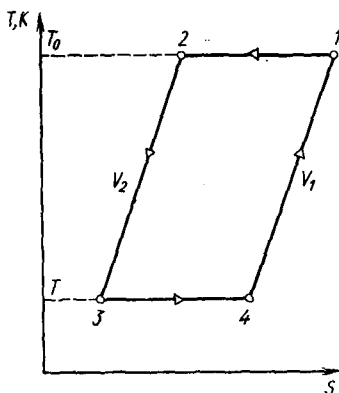


Рис. 132. Принципиальная схема цикла Стирлинга (с прерывистым движением поршней)

Рис. 133. Замкнутый цикл Стирлинга



правым поршнем 3 находится газ при температуре окружающей среды. В полости расширения (б) между регенератором и левым поршнем 4 температура газа понижается.

Процессы в ГХМ протекают в такой последовательности. Вначале происходит изотермическое сжатие, при котором компрессорный поршень 3 сжимает газ, двигаясь справа налево (детандерный поршень 4 во время изотермического сжатия неподвижен). Теплота сжатия в этом процессе отводится в окружающую среду. Затем сжатый газ при одновременном движении поршней влево проталкивается через охлажденный регенератор 2 (изохорный процесс), при этом температура и давление газа понижаются. В следующий момент происходит процесс изотермического расширения газа, при котором правый поршень неподвижен, а детандерный поршень идет влево. Затем происходит переталкивание газа из полости расширения через регенератор в полость сжатия; оба поршня перемещаются вправо в исходное положение, процесс протекает при постоянном объеме с повышением температуры (от температуры охлаждения до температуры окружающей среды).

Основные циклы и их изображение в диаграмме $T-S$. К основным циклам, по которым работают газовые холодильные машины, относятся обратный цикл Стирлинга, Гиффорда—Мак-Магона и Бюлемье—Такониса.

В замкнутом цикле Стирлинга рабочее тело совершает круговой процесс (рис. 133). Теплота отводится из цикла в окружающую среду при температуре T_0 в процессе изотермного сжатия (процесс 1—2), а теплота от охлаждаемого объекта передается в цикл при температуре T в процессе изотермного расширения (процесс 3—4). Регенерация теплоты в цикле осуществляется в процессах 2—3 и 4—1 (процессы изохорного теплообмена). В процессе 2—3 газ отдает теплоту регенератору, который нагревается; температура газа при этом понижается от T_0 до T . В процессе 4—1 газ охлаждает регенератор, а сам нагревается от T до T_0 . Только при высокой степени регенерации теплоты (более 98 %) возможно осуществление цикла с высоким КПД.

При переходе от идеального цикла Стирлинга к рабочему циклу ГХМ необходимо учитывать следующее. Прерывистое движение компрессорного и детандерного поршней технически осуществить трудно, поэтому целесообразно использовать схему с гармоническим движением поршней, приводимых от кривошипно-шатунного механизма.

В машине фирмы «Филипс» (Голландия) вместо детандерного поршня применен вытеснитель (рис. 134). Основной поршень 3 перемещается в цилиндре 1 и изменяет объем рабочего пространства, который вытеснитель 4 делит на две части: объем a между вытеснителем и основным поршнем и объем b над вытеснителем. Вытеснитель, как и поршень, совершает гармоническое движение, вследствие чего и объемы a и b изменяются гармонически, причем изменение объема a отстает по фазе от изменения объема b ; в объеме a происходит сжатие газа, а в объеме b — расширение. Объемы a и b

связаны теплообменниками 5 и 6 и регенератором 2. В теплообменнике (холодильнике) 6 с помощью воды отводится теплота сжатия, а в теплообменнике 5 подводится теплота от охлаждаемого объекта к рабочему газу. В регенераторе 2 рабочий газ нагревается при движении его из объема б в объем а и охлаждается при движении в обратном направлении.

В цикле, разработанном Гиффордом и Мак-Магоном, для получения холода используется процесс выхлопа газа из цилиндра, при котором совершается работа преодоления внешнего давления. ГХМ, работающая по такому циклу, названа ими тепловым насосом. Этот тип машин при невысокой эффективности обладает такими преимуществами, как простота устройства, надежность. Схема одноступенчатой холодильной машины изображена на рис. 135.

Основным элементом машины является закрытый с обоих концов цилиндр 3, внутри которого перемещается поршень-вытеснитель 4, занимающий около 5/6 длины цилиндра. Объемы, ограниченные крышками цилиндра и торцовыми поверхностями поршня-вытеснителя, изменяются от нуля до максимального значения по мере перемещения вытеснителя, причем суммарный объем обеих полостей остается постоянным. Обе полости цилиндра соединены через регенератор 2, поэтому газ, находящийся в системе, одновременно заполняет обе полости цилиндра и регенератор. Сжатый рабочий газ (гелий) из компрессора 1 поступает в цилиндр и регенератор. Давле-

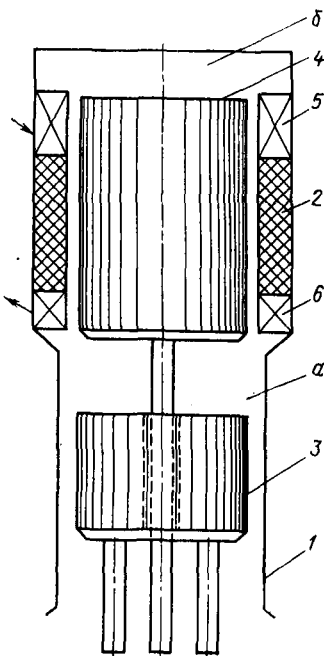


Рис. 134. Схема машины с вытеснителем

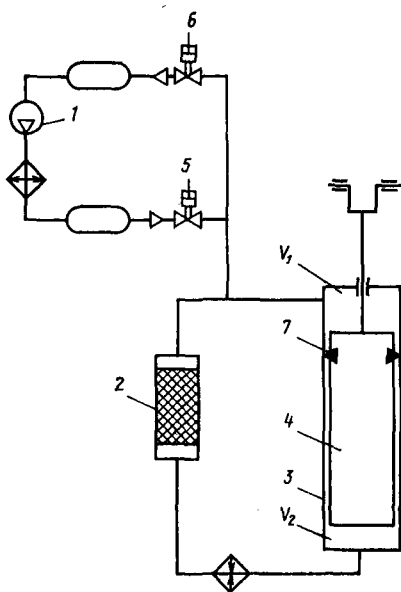


Рис. 135. Схема одноступенчатой холодильной машины, работающей по принципу теплового насоса

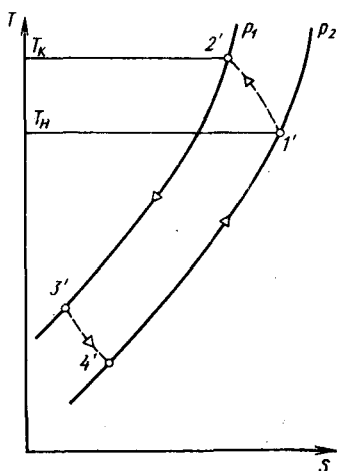


Рис. 136. Условное изображение цикла теплового насоса на диаграмме $T-S$

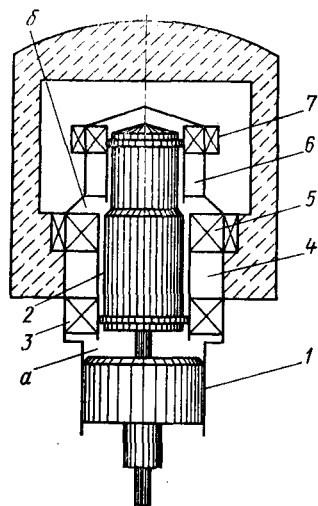


Рис. 137. Схема двухступенчатой машины фирмы «Филипс» (Голландия)

ние в цилиндре и регенераторе повышается или снижается в зависимости от положения клапанов, что согласуется с движением поршня-вытеснителя. В верхней части поршня-вытеснителя (теплая зона) имеется уплотнение 7, препятствующее перетеканию газа из полости в полость под воздействием разности давлений.

Рабочий цикл включает следующие процессы (рис. 136).

1. Повышение давления. Когда поршень-вытеснитель находится в крайнем нижнем положении ($V_2 = 0$) (см. рис. 135), через открытый впускной клапан 5 газ заполняет полость V_1 и регенератор 2. Происходит рост давления от p_2 до p_1 в полости V_1 и регенераторе 2, при этом температура повышается с T_H до T_K (процесс $1'-2'$).

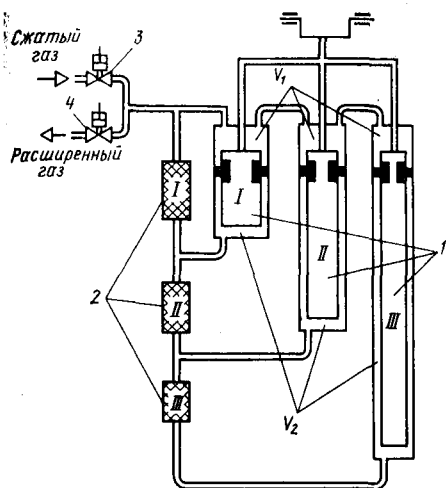
2. Заполнение газом. При открытом впускном клапане 5 поршень-вытеснитель 4 движется вверх, перемещая газ из полости V_1 в полость V_2 . Проходя регенератор 2, газ охлаждается (процесс $2'-3'$). В связи с охлаждением газа и уменьшением его объема через впускной клапан в регенератор поступает дополнительная масса газа.

3. Расширение газа. Поршень-вытеснитель 4 находится в крайнем верхнем положении. Впускной клапан 5 закрывается, открывается выпускной клапан 6 и давление снижается от p_1 до p_2 (процесс $3'-4'$).

4. Выпуск газа. После снижения давления до p_2 поршень-вытеснитель движется вниз, перемещая газ из полости V_2 в полость V_1 (процесс $4'-1'$). Затем цикл повторяется.

Схемы газовых холодильных машин. В зависимости от назначения и получения определенных температур применяют различные схемы ГХМ. Например, в одноступенчатом исполнении машина фирмы

Рис. 138. Схема трехступенчатого теплового насоса



«Филипс» может быть использована для получения температур 30 ... 40 К. Двухступенчатая ГХМ фирмы «Филипс» (рис. 137), работающая по циклу Стирлинга, позволяет достигнуть температуры 12 К.

Машина имеет одну полость сжатия (а), расположенную между поршнем 1 и вытеснителем в виде дифференциального поршня 2, и две полости расширения (б), соответственно имеются два регенератора 4 и 6, а также два теплообменника 5

и 7, где реализуется холодопроизводительность машины на двух различных температурных уровнях. Водяной холодильник 3 служит для отвода теплоты сжатия.

Трехступенчатый тепловой насос Гиффорда — Мак-Магона (рис. 138) обеспечивает отвод тепла от охлаждаемых объектов при температурах 80, 35 и 14 К, что позволяет использовать его в установках для ожижения гелия. В этом насосе имеются два клапана 3 и 4 и общий теплый объем V_1 , полости расширения V_2 , вытеснители 1 с общим приводом и регенераторы 2. Низкотемпературные ступени II и III работают так же, как и I, только газ поступает в них при более низкой температуре.

ГХМ, которая эффективно работала по обратному циклу Стирлинга (рис. 139), создана фирмой «Филипс» (Голландия). Компрессорный поршень 1 и поршень-вытеснитель 5 приводятся в движение через систему шатунов от общего коленчатого вала 6. Поршень-вытеснитель 5 неподвижно

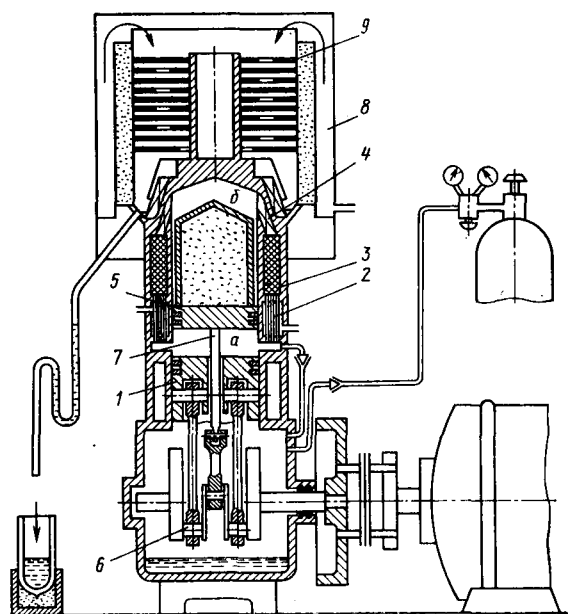


Рис. 139. Конструктивная схема машины фирмы «Филипс» (Голландия)

укреплен на штоке 7, который проходит через основной поршень 1. Шейки коленчатого вала 6 основного поршня и поршня-вытеснителя сдвинуты относительно друг друга на угол 70° . Из полости сжатия (а) газ (гелий) поступает в водяной холодильник 2 трубчатого типа, затем в регенератор 3, теплообменник 4 и полость расширения (б).

Насадка регенератора выполнена из тонкой медной проволоки диаметром 0,02 мм, а теплообменник съема полезной нагрузки — в виде медной массивной головки с внешними и внутренним ребрами. Газ, проходя между внутренними ребрами, охлаждает головку и конденсирует воздух на внешних ребрах теплообменника. При этом создается небольшое разрежение, благодаря чему происходит всасывание новых порций воздуха. Сконденсированный воздух собирается в камере и затем сливается в сосуд Дьюара. Поступающий в машину воздух проходит через пластины вымораживателя 9, на которых оседают влага и двуокись углерода. Головка, на поверхности которой проходит охлаждение, закрыта колпаком 8 с теплоизоляцией. Поршень-вытеснитель представляет собой тонкостенный цилиндр, заполненный теплоизолирующим материалом. На вытеснителе в качестве уплотнений служат поршневые кольца. Картер машины заполнен гелием.

Одноступенчатая машина фирмы «Филипс» (см. рис. 139) с диаметром цилиндра 70 мм, ходом поршня 52 мм и частотой вращения вала 1440 мин^{-1} позволяет получать 5,5 л/ч сжиженного воздуха. Удельный расход энергии составляет $1,2 \text{ кВт} \cdot \text{ч/кг}$, т. е. он находится на уровне крупных ожижительных установок.

При использовании двухступенчатой машины фирмы «Филипс» в качестве ожижителя водорода (частота вращения вала 1500 мин^{-1} , на ожижение поступает газообразный водород) энергетические затраты при производительности 4,5 л/ч составляют $1,9 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$ на 1 л жидкого водорода. Показатели установки улучшаются, если сжижение водорода производят под давлением 0,8 МПа с последующим переохлаждением жидкости. Производительность машины возрастает до 6,7 л/ч, а расход энергии снижается до $1,25 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$ на 1 л жидкого водорода.

§ 1. ПОЛУЧЕНИЕ АРГОНА

Инертные газы (неон, аргон, криптон, ксенон) получают из воздуха. Гелий извлекают из природных гелиеносных газов.

Все инертные газы одноатомны, их электронные оболочки предельно заполнены и прочны. Они бесцветные, лишены запаха, диамагнитны. Основные физические свойства инертных газов приведены в табл. 2.

Т а б л и ц а 2

Физические свойства	Гелий	Неон	Аргон	Криптон	Ксенон
Атомный номер	2	10	18	36	54
Молекулярная масса, моль	4,0026	20,183	39,944	83,70	131,30
Нормальная температура кипения, К	4,22	27,07	87,25	119,8	165,05
Критические параметры:					
температура T_k , К	5,25	44,45	150,85	209,35	298,75
давление p_k , МПа	0,2288	0,265	0,4889	0,5497	0,5835
Плотность, кг/м ³	68,0	483,5	530,0	908,5	1154,0
Теплота парообразования, Дж/кг	$2,3429 \cdot 10^4$	$8,6248 \cdot 10^4$	$16,30 \cdot 10^4$	$11,55 \cdot 10^4$	$9,62 \cdot 10^4$
Газовая постоянная, Дж/(кг·К)	2079	412	208	101	64
Плотность газа при 273,16 К и 0,098 МПа, кг/м ³	0,1785	0,8999	1,784	3,748	5,897
Плотность жидкости, кг/м ³	124,9	1207	1399,8	2413	3057
Количество газа, образующегося при испарении 1 м ³ жидкости, м ³	$700,3 \cdot 10^3$	$1341,1 \cdot 10^3$	$784 \cdot 10^3$	$643,6 \cdot 10^3$	$518,9 \cdot 10^3$

Содержащиеся в атмосферном воздухе инертные газы распределяются в воздудоразделительной колонне двукратной ректификации соответственно их температурам кипения (рис. 140, 141). В газообразном состоянии остаются лишь неон и гелий, температуры кипения которых значительно ниже температур кипения кислорода и

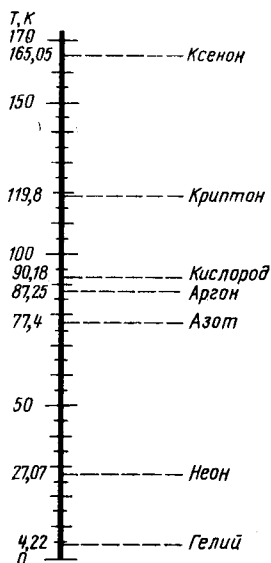


Рис. 140. Температуры кипения инертных газов при давлении 0,1 МПа

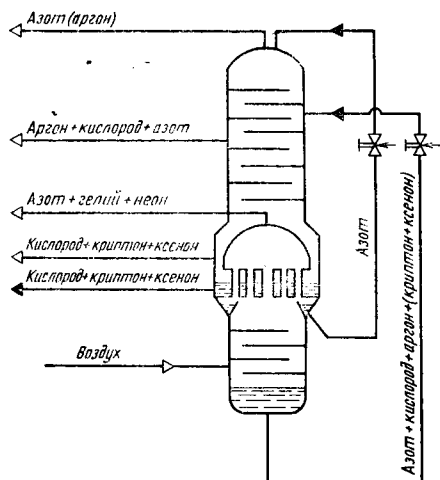


Рис. 141. Распределение инертных газов в колонне двукратной ректификации

азота при одном и том же давлении. Неон и гелий, поступаая с воздухом в нижнюю колонну разделительного аппарата, не конденсируясь, поднимаются вместе с парами и постепенно накапливаются под крышкой конденсатора. Криптон и ксенон, температуры кипения которых выше температуры кипения кислорода, растворяются в кубовой жидкости и вместе с ней поступают в верхнюю колонну и вместе с кислородом накапливаются в конденсаторе. Температура кипения аргона находится между температурами кипения азота и кислорода, поэтому он распределяется между этими газами и отводится из аппарата вместе с ними.

Значительное содержание в воздухе и промежуточное положение аргона по летучести и температуре кипения между кислородом и азотом обуславливают большое влияние его на процесс ректификации в воздухоразделительных аппаратах. При этом затруднено не только получение чистого кислорода и азота, но и извлечение аргона. В процессе ректификации воздуха по мере обогащения смеси азотом, аргон выступает в качестве высококипящего компонента, поэтому происходит нарастание концентрации аргона по мере движения его сверху вниз. В то же время в нижней части верхней колонны, где преобладающим компонентом является кислород, аргон выступает в качестве низкокипящего компонента, и наблюдается повышение концентрации аргона по мере подъема его паров снизу вверх. Аргон практически не влияет на процесс ректификации в нижней колонне. Максимальное содержание аргона в нижней колонне не превышает 1,5 % в паре и 2,5 % в жидкости, тогда как концентрация азота

жидкой и паровой фазах остается значительной по всей высоте колонны. В аппаратах для получения кислорода, работающих без отбора аргонной фракции, содержание аргона в кислороде составляет 0,3 ... 0,6, а в азоте — 1 ... 1,1 %. В аппаратах для производства кислорода и азота примесь аргона в получаемом кислороде достигает 3,6, а в азоте не более 0,15 %.

Аргонную фракцию отбирают из зон повышенной концентрации аргона; это улучшает условия ректификации в верхней колонне и позволяет получить чистые азот и кислород при том же числе тарелок. Для удобства переработки аргонной фракции и достижения высокой степени извлечения аргона необходимо, чтобы аргонная фракция содержала минимальное количество азота и максимальное аргона. Обычно отбираемая парообразная фракция содержит 8 ... 12 % аргона, до 0,5 % азота и не более 89,5 % кислорода.

В аппаратах двукратной ректификации основное количество аргона накапливается на тарелках верхней колонны, расположенных несколько ниже места ввода обогащенной кислородом жидкости из куба нижней колонны. Распределение аргона по тарелкам верхней колонны зависит от типа аппарата и условий его работы. На рис. 142 показано распределение концентраций (объемные доли %) кислорода, аргона и азота в паре над тарелками ректификационной колонны. Для различных аппаратов эти кривые могут несколько изменяться, но характер зависимости сохраняется. Концентрация аргона в паре увеличивается по мере удаления от конденсатора и достигает максимума на уровне между 18 и 22 тарелками. Затем концентрация аргона постепенно снижается до десятых долей продукта. Концентрация кислорода быстро увеличивается по мере приближения к конденсатору. В месте максимальной концентрации

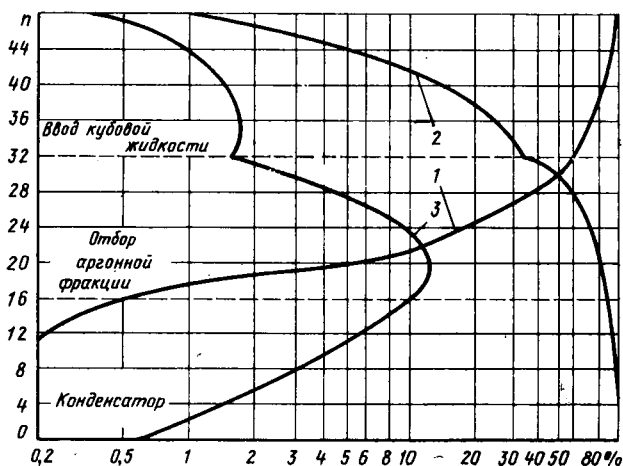


Рис. 142. Распределение основных компонентов воздуха в верхней колонне установки высокого давления:

1 — азот; 2 — кислород; 3 — аргон

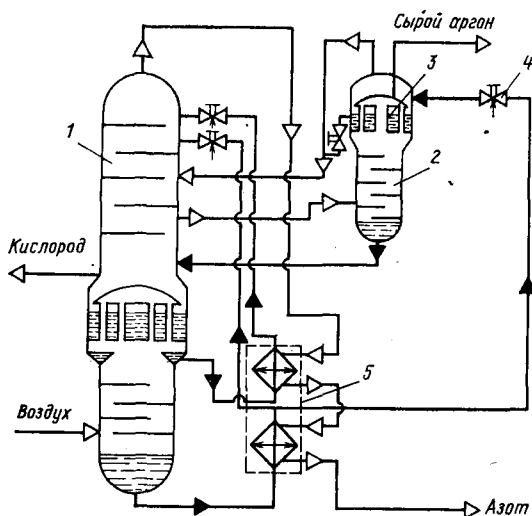


Рис. 143. Схема извлечения сырого аргона из воздуха

аргона содержание кислорода в паре составляет 80 ... 86 %. Содержание азота в фракции в месте максимальной концентрации аргона (при теоретическом числе тарелок 24) достигает 0,4 ... 0,6 концентрации аргона. При ректификации фракции такого состава в аргонную колонну поступает большое количество азота, работа аргонной колонны становится неустойчивой вследствие уменьшения

разности температур в аргонном конденсаторе. Поэтому аргонную фракцию отбирают на несколько тарелок ниже уровня, характеризующего максимальной концентрацией аргона.

Получение сырого аргона. Сырой аргон извлекают из воздуха в две стадии (рис. 143). Отбирают газообразную аргонную фракцию, содержащую 8 ... 12 % аргона, из ректификационной колонны воздухоразделительного аппарата и обогащают ее в специальной аргонной колонне. Полученный сырой аргон, содержащий 70 ... 95 % аргона, 30 % азота и 5 % кислорода, служит исходным продуктом, после очистки которого от кислорода и азота получается технически чистый аргон.

Газообразная аргонная фракция, содержащая 8 ... 12 % аргона, 87 ... 91 % кислорода и до 1 % азота, отбирается из соответствующего сечения верхней колонны аппарата двукратной ректификации 1 и поступает в колонну сырого аргона 2, в верхней части которой установлен конденсатор 3 (см. рис. 143). Для обеспечения процесса ректификации в межтрубное пространство конденсатора 3 колонны 2 через переохладитель 5 и дроссельный вентиль 4 поступает часть кубовой жидкости из основного аппарата. Пары, поднимающиеся вверх по колонне 2, постепенно обогащаются аргоном; затем в трубках конденсатора большая часть их сжижается и стекает вниз в качестве флегмы, а часть, соответствующая производительности установки, отбирается из-под крышки конденсатора в виде сырого аргона.

Кубовая жидкость имеет более низкую температуру, чем пары аргонной фракции, поступающие в трубное пространство конденсатора из нижней части аргонной колонны. Пары частично конденсируются в трубках конденсатора, а образующаяся при этом жидкость стекает вниз и используется в процессе ректификации аргонной фракции в колонне 2. Содержание азота в аргонной фракции не превышает 1 %, поэтому при ректификации в аргонной колонне

происходит в основном разделение смеси аргон—кислород. Стекающая вниз по колонне сырого аргона флегма постепенно обогащается кислородом, собирается в нижней части аргонной колонны и поступает по специальной линии с гидрозатвором в верхнюю колонну на одну-две тарелки ниже места отбора аргонной фракции. Пары и жидкость из межтрубного пространства конденсатора 3 отводят на соответствующие по составу пара и жидкости тарелки верхней колонны. Уровень жидкости в межтрубном пространстве регулируется арматурой.

Изменение материальных потоков в ректификационном аппарате, вызванное колебанием подачи воздуха, регулированием холодопроизводительности детандера и отбора газообразных кислорода и азота и др., нарушает распределение аргона по тарелкам основной колонны, а также процесс его извлечения.

Так как для извлечения сырого аргона расходуется часть флегмы основного аппарата, процесс ректификации в нем несколько ухудшается. Поэтому концентрация получаемого кислорода при одновременном отборе сырого аргона снижается на 0,3 ... 0,5 % по сравнению с концентрацией кислорода без извлечения аргона. При высоких концентрациях азота в аргонной фракции аргонная колонна работает неустойчиво, так как температурный напор в ее конденсаторе уменьшается. При содержании азота в сыром аргоне более 26 % конденсация паров в трубках конденсатора может совершенно прекратиться, и работа аргонной колонны станет невозможной из-за отсутствия в ней флегмы. Поэтому нежелательно перемещать вверх по основной колонне место отбора аргонной фракции, это связано с увеличением содержания азота во фракции. С понижением места отбора аргонной фракции в основной колонне возрастает содержание кислорода в сыром аргоне. Для упрощения последующей очистки сырого аргона обычно получают сырой аргон с наименьшим содержанием кислорода и азота при условии сохранения высокого значения коэффициента извлечения аргона из воздуха.

Технологические схемы установок для получения аргона. Режим работы основного воздухоразделительного аппарата, коэффициент извлечения аргона и содержание в аргоне примесей зависят от способа отбора и переработки аргонной фракции. Схемы получения сырого аргона различаются по состоянию перерабатываемой фракции и методу создания флегмы в колонне сырого аргона. Первое различие не существенно. В большинстве случаев схемы извлечения аргона предусматривают переработку газообразной фракции. Это объясняется тем, что в отгонной части верхней колонны содержание аргона в паровой фракции больше, чем в жидкой, кроме того, при переработке газообразной фракции можно использовать колонны, состоящие из одной концентрационной секции.

По методу создания флегмы в колонне сырого аргона все многообразие схем и способов получения сырого аргона делят на два направления. Одно из них использует внутренние резервы ректификации воздухоразделительного аппарата. Неизбежная в этом случае неустойчивость процесса ректификации компенсируется простотой

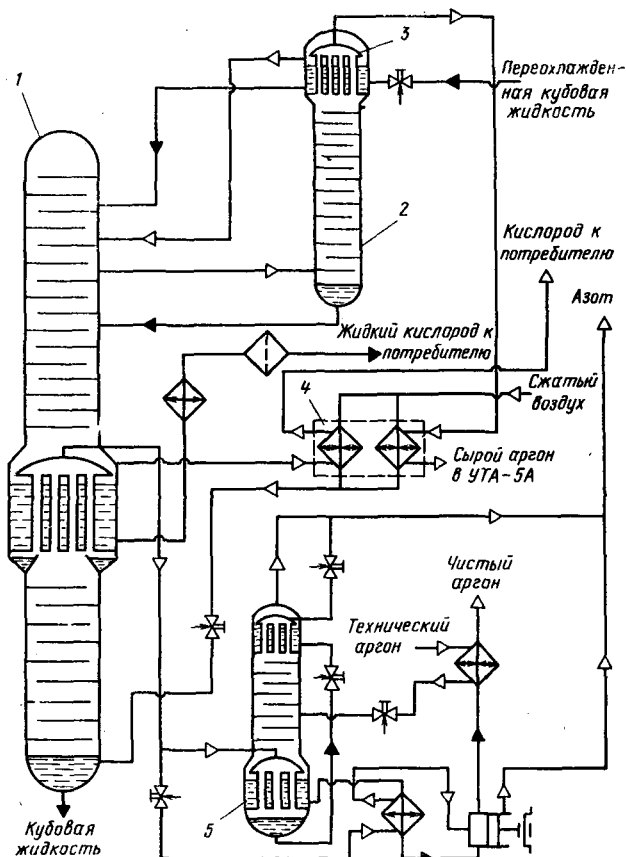


Рис. 144. Принципиальная технологическая схема аргонного узла установки КжАр-1,6

схем, не требующих дополнительного машинного оборудования. Второе направление связано с использованием дополнительного холодильного цикла, призванного компенсировать возросшие потери холодопроизводительности и увеличить количество флегмы. В этом случае процесс ректификации будет более устойчивым, но необходимость использования дополнительного машинного оборудования значительно усложнит технологическую схему установок.

Установка КжАр-1,6 (рис. 144) предназначена для получения жидкого кислорода (1600 кг/ч), газообразного азота (5000 м³/ч) и сырого аргона (45 м³/ч) концентрацией 93 %. Установка работает по циклу высокого давления с расширением части воздуха в детандере.

Газообразная аргонная фракция (89 ... 90 % кислорода, 9 ... 10 % аргона и 0,5 % азота) отбирается из верхней колонны 1 и направляется на разделение в колонну сырого аргона 2. Из нижней

части колонны 2 жидкая фракция сливается в верхнюю колонну ниже места отбора аргонной фракции. Кубовая жидкость, подаваемая в конденсатор 3 колонны сырого аргона, возвращается в верхнюю колонну 1. Сырой аргон, содержащий 93 % аргона, 5 % кислорода и 2 % азота, отбирается из-под крышки конденсатора 3 колонны сырого аргона 2, проходит секцию аргонно-кислородного теплообменника 4, где охлаждает часть воздуха высокого давления, и направляется для дальнейшей очистки от кислорода в установку технического аргона. При отборе аргонной фракции из верхней колонны увеличивается чистота отходящего азота, что позволяет отбирать наряду с жидким кислородом часть жидкого азота с верхней тарелки и через сборник выдавать потребителю. Сырой аргон, пройдя очистку от кислорода и осушку от влаги, в виде технического аргона поступает на разделение в колонну чистого аргона 5.

Принципиальные технологические схемы установок КАр-3,6, КтКАр-12, КААр-15, КААр-32, КАр-30, АжКжКААр-2, КжАжААрж-6, в которых получают аргон, см. в гл. IV.

Очистка сырого аргона от кислорода. Для очистки сырого аргона от кислорода предпочтительны методы, основанные на использовании высокой химической активности кислорода. Наиболее распространен метод каталитического гидрирования кислорода, при котором аргон осушается, охлаждается, а затем освобождается от азота и избыточного водорода при низкотемпературной ректификации. Известен метод очистки сырого аргона от кислорода синтетическими цеолитами. Этот метод позволяет получать чистый аргон с остаточным содержанием кислорода менее 0,001 %.

В нашей стране применяют метод каталитического гидрирования. Наиболее эффективными являются катализаторы на основе металлов платиновой группы (платина и палладий). Эти катализаторы наносятся на поверхность пористого материала — керамики, силикагеля или алюмогеля. Верхний предел рабочих температур процесса гидрирования определяется термической устойчивостью контактной массы и для стандартного палладиевого катализатора составляет 773 К. Этому соответствует концентрация кислорода в очищаемом аргоне 2,1 %. Поскольку в сыром аргоне обычно содержится значительно больше кислорода, то перед реактором его разбавляют очищенным аргоном. Ниже приведено описание промышленных установок типа УТА-5А, АрТ-0,5 и АрТ-0,75 (см. табл. 3) для очистки сырого аргона от кислорода методом каталитического гидрирования.

Установка УТА-5А (рис. 145) рассчитана на переработку 50 ... 170 м³/ч сырого аргона при содержании в нем 17 ... 5 % кислорода. Сырой аргон из аргонной колонны воздуходелительного аппарата поступает в газгольдер 1, откуда засасывается центробежной газодувкой 2 и через пусковой подогреватель 3 направляется в реактор 4. Поскольку сырой аргон может содержать более 2 % кислорода, что приведет как к чрезмерному повышению температуры в реакторе, так и к образованию взрывоопасных смесей при добавке водорода, то для его разбавления газодувка засасывает также некоторое количество аргона, очищенного от кислорода. Из газодувки 2 должна

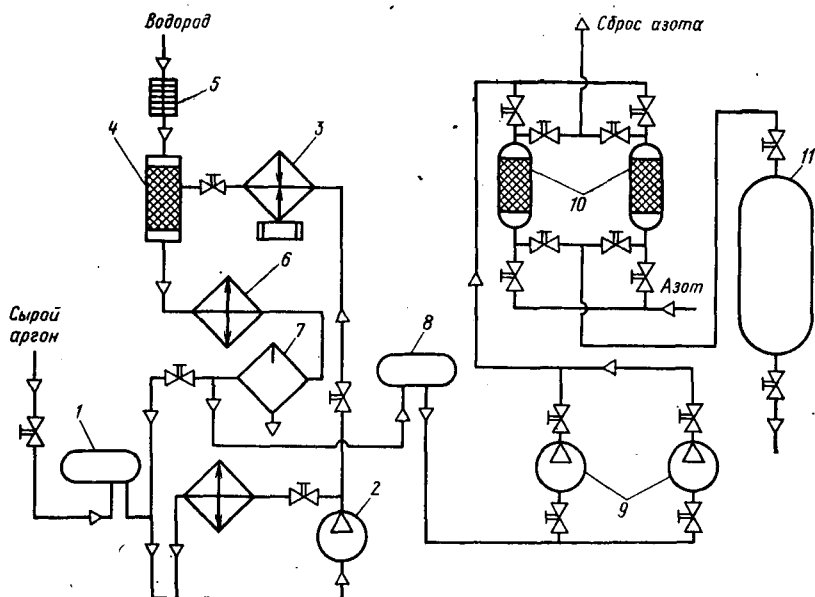


Рис. 145. Принципиальная технологическая схема установки очистки сырого аргона от кислорода типа УТА-5А

идти смесь с содержанием кислорода не более 2 %. Подогреватель 3 включается лишь в период пуска установки для нагревания катализатора примерно до 373 К, а также используется для сушки катализатора в случае его увлажнения. В установившемся режиме подогреватель 3 выключается, а газ поступает в реактор 4 с температурой 403 ... 413 К, получающейся при его сжатии в газодувке. Очищаемый газ направляется в верхнюю часть реактора 4, куда вводится также водород через пламегаситель 5. Подача водорода в реактор регулируется автоматически с помощью пневматического клапана, управляемого газоанализатором на линии очищенного аргона. В реакторе на палладиевом катализаторе происходит химическое взаимодействие между кислородом и водородом с образованием водяных паров. Водород вводится в реактор с некоторым избытком (0,1 ... 0,5 %) в целях обеспечения полного гидрирования кислорода при возможных колебаниях режима. Аргон, очищенный от кислорода и содержащий водяные пары, направляется в холодильник 6 и влагоотделитель 7 для удаления капельной влаги. Затем основная масса газа возвращается во всасывающую линию газодувки, а небольшая часть, соответствующая производительности установки, отводится в газгольдер 8. Отсюда аргон, содержащий примеси азота и водорода, засасывается компрессорами 9, сжимается до давления 5 ... 16,5 МПа и через блок адсорбционной осушки 10 поступает в реципиенты высокого давления 11, откуда отбирается в ректификационную колонну для очистки от азота и примесей водорода. Осушка очищенного аргона в блоке 10 производится на активной

окси алюминия, которая периодически регенерируется азотом, нагретым до 473 ... 493 К. Для удаления азота блок осушки продувается техническим аргоном, который сбрасывается в газгольдер сырого аргона 1. Туда же сбрасывается газ после продувки влагоотделителей компрессоров и реактора.

Установка АрТ-0,5, работающая по схеме низкого давления, приведена на рис. 146. Сырой аргон с содержанием кислорода не более 2 % поступает из газгольдера 1 в водокольцевые компрессоры 2 и 3, проходит влагоотделители 4 и направляется в реактор 5, заполненный палладиевым катализатором. Туда же через пламегаситель 6 подается водород. Водяной пар, образовавшийся в результате реакции каталитического гидрирования кислорода, конденсируется в холодильнике 7, теплообменнике 8 и в виде капельной влаги выпадает во влагоотделителе 9. Затем аргон поступает на осушку в один из адсорберов блока осушки 10, охлаждается в холодильнике 11 и после очистки от пыли в фильтре 12 возвращается в блок разделения. Регенерация цеолита в адсорберах блока осушки осуществляется техническим аргоном, отобранном из общего потока, идущего на осушку, и нагретым в электроподогревателе 13. Для включения в работу адсорбера, нагретого в процессе десорбции, производят охлаждение всего сорбента или первых (по ходу осушаемого газа) слоев сорбента. Для этого осушенный технический аргон перед прохождением холодильника 11 направляется в регенерируемый адсорбер (сверху вниз) в качестве охлаждающего потока.

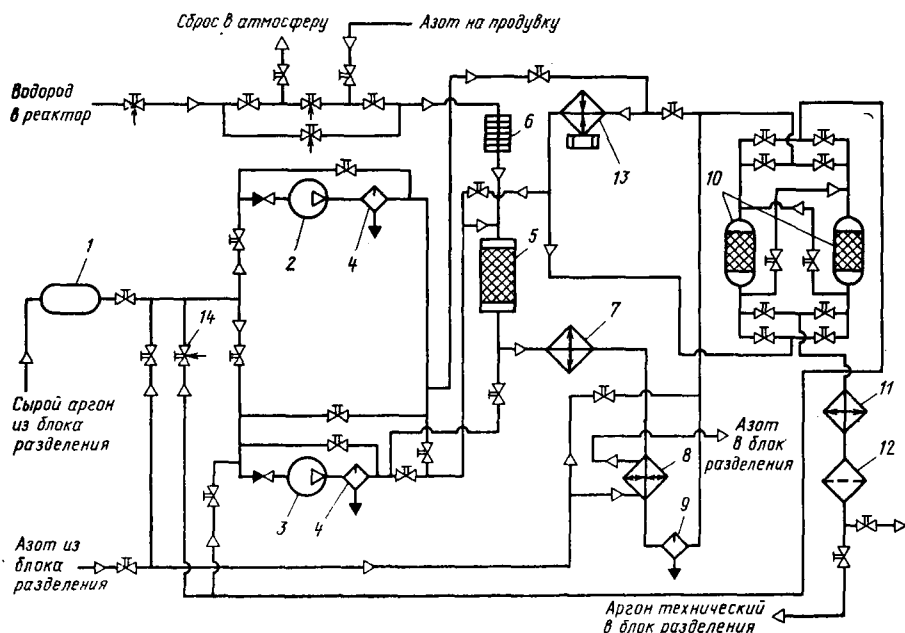


Рис. 146. Принципиальная технологическая схема установки АрТ-0,5

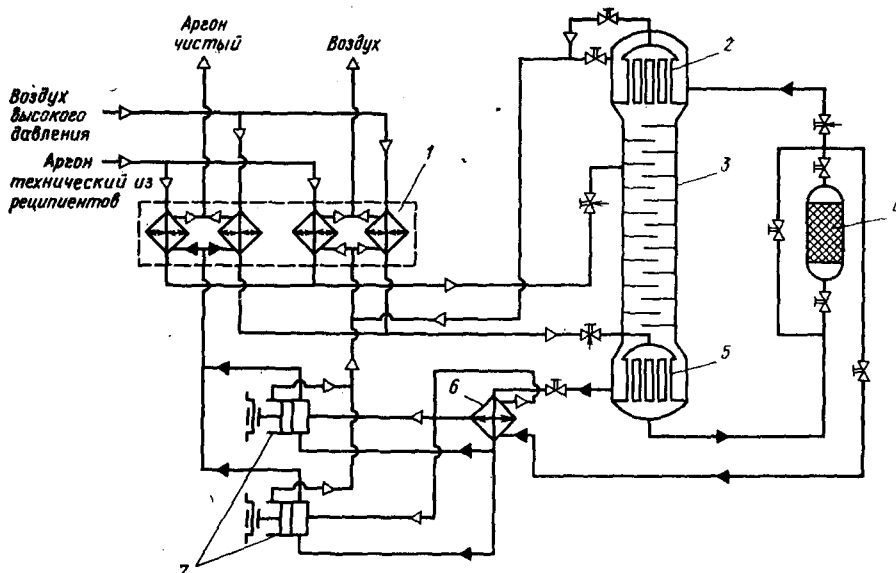


Рис. 148. Схема установки типа БРА-2

стве конденсатора. Жидкий воздух из нижнего конденсатора проходит адсорбер ацетилена 4 и дросселируется в межтрубное пространство верхнего конденсатора 2, где кипит под давлением, близким к атмосферному. За счет испарения жидкого воздуха в трубах конденсатора сжижаются пары аргона и поднимаются вверх, а образовавшаяся жидкость, стекая вниз, обеспечивает процесс ректификации. Из-под крышки верхнего конденсатора отводится азот с примесью водорода и аргона, смешивается с воздухом из рубашек насосов 7 и выводится из установки через блок теплообменников 1. Из межтрубного пространства нижнего конденсатора отбирается чистый жидкий аргон. Пройдя переохладитель 6, жидкий аргон подается насосом 7 через теплообменник 1 в наполнительную рампу. Переохлаждение жидкого аргона достигается подачей в переохладитель 6 жидкого воздуха, который после испарения проходит охлаждающую рубашку насоса 7 и выводится из установки.

Для очистки аргона, получаемого в установках большой производительности, БРА-2 не используют. Вместо воздуха в трубное пространство нижнего конденсатора колонны чистого аргона подают холодный газообразный азот под давлением 0,6 МПа из нижней колонны блока разделения. Сконденсировавшийся жидкий азот дросселируется в межтрубное пространство верхнего конденсатора, где кипит под давлением, близким к атмосферному. Принципиальные технологические схемы воздухоразделительных установок большой производительности с колоннами чистого аргона см. в гл. IV.

Применение аргона. Аргон применяют как инертный газ, защищающий расплавленный металл от окисления при дуговой сварке

сталей, титана, магния, алюминия, при плазменно-дуговой резке легированных сталей, алюминия, магния, меди, для создания инертной среды при промышленном получении чистых титана, циркония, ниобия, молибдена. В металлургической промышленности аргон используют для продувки жидкой стали в целях удаления из нее вредных примесей и растворенных газов, а также при плавке и разливке стали в инертной среде.

Одним из важных потребителей аргона является электроламповая промышленность. Лампы накаливания, наполненные аргоном, имеют повышенный срок службы и светоотдачу, так как высокая плотность аргона препятствует диффузии молекул вольфрамовой нити и помутнению колб, а малая теплопроводность позволяет повысить температуру накала нити вследствие уменьшения тепловых потерь. Для заполнения газоразрядных источников света используют смесь паров ртути с аргоном или аргона с криптоном. Инертные газы облегчают зажигание и предохраняют катоды ламп от разрушения. В газоразрядных лампах используется излучение дугового разряда в аргоне, криптоне и ксеноне.

В полупроводниковой промышленности аргон высокой чистоты применяют как защитную среду в производстве искусственных монокристаллов титана, бария и других полупроводниковых материалов.

§ 2. ПОЛУЧЕНИЕ КРИПТОКСЕНОНОВОЙ СМЕСИ

Обогащение кислорода криптоном. Криптон и ксенон получают в качестве побочных продуктов при производстве кислорода и азота. При разделении воздуха криптон и ксенон как наиболее летучие компоненты практически полностью отмываются и с кубовой жидкостью переводятся в верхнюю колонну. Здесь весь криптон и ксенон поступают вместе с флегмой в конденсаторы. Во избежание потерь криптона и ксенона технологический процесс предусматривает переработку всего продукционного кислорода.

Схема работы криптоновой колонны совместно с верхней колонной. Принципиальная схема подключения колонны первичного концентрирования к воздухоразделительному аппарату двукратной ректификации приведена на рис. 149.

Газообразный кислород вместе с криптоном, ксеноном, примесями метана, ацетилена и других углеводородов отбирается из конденсатора 1 и направляется в среднюю часть криптоновой колонны 6. Для создания флегмы в этой колонне в межтрубное пространство верхнего конденсатора 4 подается часть кубовой жидкости, прошедшей адсорбер ацетилена 3 и переохладитель 2. В верхней концентрационной части колонны 6 кислород практически полностью отмывается от криптона и ксенона сравнительно небольшим количеством флегмы. Отмытый от инертных газов кислород выводится из нижней внутренней полости сердечника и направляется в регенераторы и частично в теплообменник 5 для охлаждения кислорода, возвращаемого из установки для очистки криптона. Жидкий кислород, содержащий криптон и ксенон, стекает в нижнюю часть колонны 6, где происходит дальнейшее повышение концентрации инертных газов.

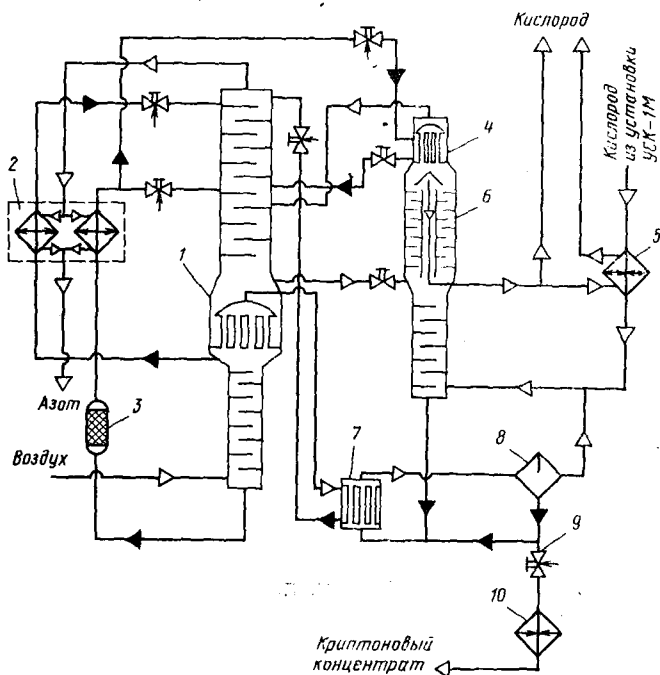


Рис. 149. Принципиальная схема подключения криптоновой колонны к верхней колонне

Характерной особенностью процесса ректификации в колонне первичного концентрирования является значительное увеличение (примерно в 2000 раз) концентрации криптона и ксенона и одновременно резкое повышение концентрации углеводородов. Практически содержание криптона и ксенона в концентрате не превышает 0,2 %, при этом содержание углеводородов в концентрате не должно превышать 2000 мг углеводородов на 5 литров жидкого кислорода. Обычно основным углеводородом в криптоноксеноновом концентрате является метан. Этот газ хорошо растворяется в жидком кислороде и почти не поглощается в адсорберах ацетилена. Для предотвращения излишнего накопления углеводородов поддерживают необходимую кратность циркуляции жидкого кислорода в нижнем конденсаторе криптоновой колонны.

Жидкость, стекающая вниз из отгонной части колонны 6, поступает в нижний конденсатор 7, а затем в отделитель жидкости 8, где поддерживается заданный уровень. Пары из отделителя жидкости 8 вместе с кислородом из блока обогащения криптона возвращаются в колонну 6, а жидкий криптоноксеноновый концентрат через вентиль 9 поступает в испаритель 10. После быстрого испарения, исключая возможность концентрирования углеводородов, газообразный первичный концентрат, содержащий 0,1 ... 0,2 % криптона и ксенона, направляется для дальнейшей переработки.

Получение криптонового концентрата осуществляют в три этапа: получение первичного концентрата, содержащего 0,1 ... 0,2 % криптона и ксенона, непосредственно из блока разделения воздуха; обогащение первичного концентрата до состава 94 % криптона и 5 % ксенона, а также удаление из него взрывоопасных примесей; очистка криптоноксеноновой смеси и разделение ее на криптон и ксенон.

Криптоновый концентрат (сырой криптон) получают из газообразного (см. выше) или жидкого кислорода (рис. 150).

В криптоновую колонну 1 подают жидкий кислород. В результате ректификации жидкий кислород, стекающий в сборник криптоновой колонны 1, обогащается криптоном и стекает в трубное пространство конденсатора 2. Здесь он кипит, используя теплоту газообразного азота, конденсирующегося в межтрубном пространстве конденсатора. Обогащенный криптоном и ксеноном жидкий кислород из центральной трубы конденсатора 2 направляется в змеевик испарителя-конденсатора 3 и частично испаряется, образуя парожидкостную смесь. На выходе из змеевика поток этой смеси делится на две части: газообразный кислород возвращается в криптоновую колонну 1 для поддержания процесса ректификации, а жидкость, обогащенная криптоном и ксеноном (криптоноксеноновый концентрат), сливается в испаритель.

В колоннах вторичного концентрирования повышается концентрация криптона и ксенона в 500 ... 1000 раз, в такой же пропорции возрастает и концентрация углеводородов. Поэтому углеводороды повторно выжигают в контактных печах. Процесс получения чистой криптоноксеноновой смеси осуществляется в специальной установке УСК-1М (рис. 151).

Установка состоит из контактных печей, теплообменников, блока очистки, блока вторичного концентрирования, печи вторичного выжигания адсорбера и газификатора. Контактная печь предназначена для выжигания углеводородов из газа; она представляет собой стальной сосуд, во внутренней части которого расположены электронагреватель и патрон с контактной массой. Теплообменники служат для нагрева газа, поступающего в контактную печь, и охлажде-

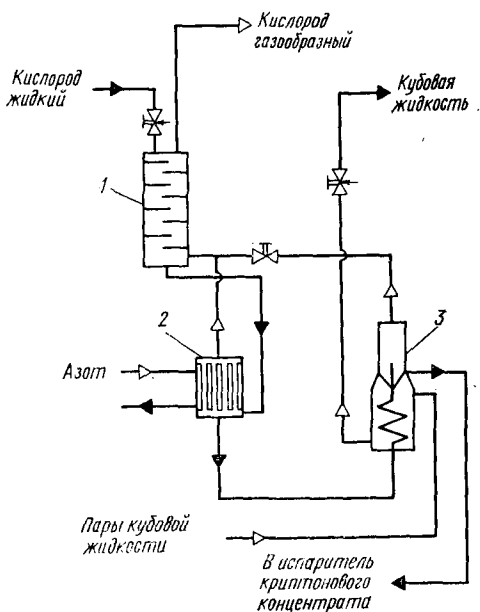


Рис. 150. Принципиальная схема получения криптонового концентрата из жидкого кислорода

ния газа, выходящего из контактной печи. В блоке очистки криптоновый концентрат осушается от влаги и очищается от двуокиси углерода. В блоке вторичного концентрирования криптоновый концентрат обогащается методом низкотемпературной ректификации. Блок включает теплообменник и колонну однократной ректификации, в верхней части которой расположен конденсатор, а в нижней части — змеевик. Адсорбер после печи вторичного выжигания предназначен для очистки продукта от влаги и двуокиси углерода. Газификатор представляет собой закрытый сосуд, рассчитанный на давление 15 МПа. Внутри газификатора встроен змеевик для подачи горячего газа в период газификации. Газификационный сосуд имеет рубашку, в которую поступает жидкий азот в период охлаждения.

Криптоновый концентрат ($120 \text{ м}^3/\text{ч}$) подается из испарителя криптоновой колонны блока разделения воздуха в газгольдер 1. Сжатый компрессором 2 до давления 0,5 МПа, он направляется в контактную печь 3 через теплообменник 4. Здесь концентрат нагревается до температуры 873 К за счет теплоты обратного потока, выходящего из контактной печи; далее электроподогреватель, смонтированный в контактной печи, поднимает температуру концентрата до 953 К. Подогретый газ поступает в контактное пространство, заполненное активным глиноземом, где происходит выжигание углеводородов с образованием воды и двуокиси углерода. Выходящий из печи 3 газ охлаждается прямым потоком в теплообменнике 4 до температуры 323 ... 333 К, затем доохлаждается водой в холодильнике 5 до температуры 293 ... 303 К и поступает в блок комплексной очистки, адсорберы 7 и 8 которого заполнены синтетическими цеолитами.

Регенерация адсорбента производится сухим азотом, подогретым в электроподогревателе 6 до температуры 673 К. Очищенный сухой концентрат из блока очистки направляется на дальнейшее обогащение в блок вторичного концентрирования. Сначала через фильтр 9 он поступает в змеевик куба ректификационной колонны 17, где охлаждается до температуры 140 К за счет испарения кубовой жидкости, затем охлаждается в теплообменнике 16 до температуры 113 ... 115 К отходящим из конденсатора азотом и дросселируется в среднюю часть колонны 17. В качестве криоагента в межтрубное пространство конденсатора этой колонны подается жидкий азот, отбираемый из блока разделения воздуха. Пары азота проходят теплообменник 16 и возвращаются в основной блок. Пары концентрата, поднимаясь вверх по колонне, промываются флегмой, стекающей из трубного пространства конденсатора. Флегма образуется в результате частичной конденсации паров концентрата при испарении жидкого азота в межтрубном пространстве конденсатора. После отмывки криптона кислород высокой концентрации с незначительной примесью криптона возвращается в криптоновую колонну первичного концентрирования.

По мере движения вниз по колонне флегма обогащается криптоном и ксеноном, объемная доля которых в кубе колонны достигает 99,5 ... 99,9 %. Пары, необходимые для ведения процесса ректифика-

кации в нижней части колонны, образуются за счет частичного испарения кубовой жидкости. Криптоноксеноновая смесь, содержащая 0,5 ... 0,1 % примесей, непрерывно отводится из куба колонны, испаряется в испарителе 15, нагревается в теплообменнике 13 и поступает в контактную печь вторичного выжигания 12, заполненную окисью меди. Выжигание углеводов происходит при температуре 1000 ... 1020 К. Выходящий из печи 12 продукт охлаждается в теплообменнике 13, очищается от влаги и двуокиси углерода в цеолитовом адсорбере 14 и поступает в газгольдер 11.

Баллоны наполняют криптоноксеноновой смесью периодически с помощью газификатора 10. Вначале продукт конденсируется жидким азотом, затем испаряется за счет подачи в змеевик теплого азота. Испарившаяся криптоноксеноновая смесь поступает в баллоны, которые наполняют до требуемого давления. Перед газификацией жидкого криптона подачу жидкого азота прекращают, газгольдер отключают.

Благодаря тому что температуры кипения криптона и ксенона сильно различаются, их разделение не представляет особых затруднений и производится на промышленных и лабораторных установках с использованием метода ректификации, адсорбции или фракционированной дистилляции. Часто применяют ту или иную комбинацию этих методов. Ректификация криптоноксеноновой смеси обеспечивает очень высокую степень извлечения ксенона. Это подтверждают расчеты процесса периодической ректификации смеси состава 90 % криптона и 10 % ксенона в колонне с разделительным действием, эквивалентным пяти теоретическим тарелкам при постоянном, равном пяти, флегмовом числе и переменном составе дистиллятора для давления 0,1 МПа.

Для разделения газовой смеси криптон — ксенон методом адсорбции применяют предварительно охлажденные адсорберы, в которых адсорбируется ксенон. Затем насыщенный ксеноном адсорбер нагревают и производят десорбцию ксенона. Чистые криптон и ксенон собирают в газгольдеры, откуда их периодически направляют в газификаторы, сжижают, испаряют, после чего заполняют ими баллоны.

§ 3. ПОЛУЧЕНИЕ НЕОНОГЕЛИЕВОЙ СМЕСИ

Неон является перспективным рабочим веществом для многих криогенных систем и все шире начинает применяться в криогенной технике. В газообразном и жидком состоянии преимущества неона видны особенно четко по сравнению с водородом, к которому он наиболее близок по уровню достигаемых температур. Преимущества неона, как криоагента, определяются такими свойствами, как большая теплота испарения на единицу объема жидкости (примерно в 3,3 раза больше, чем у водорода); химическая инертность и взрывобезопасность; простота сжижения и хранения; возможность получать широкий диапазон низких температур (24,6 ... 43 К). Газообразный неон получают как побочный продукт при разделении воз-

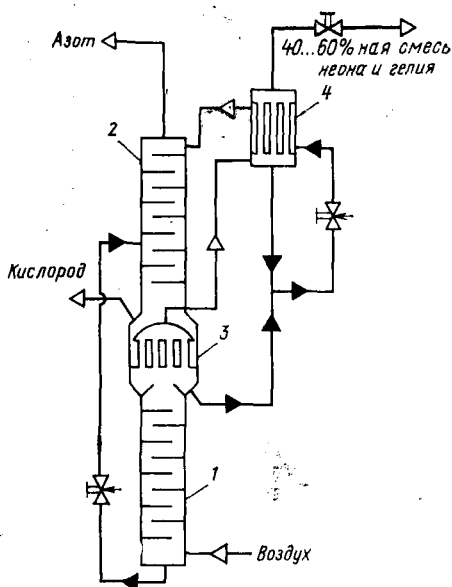
Рис. 152. Принципиальная схема включения дефлегматора для получения неонгелиевой смеси

духа. Сжижение неона производится теми же методами, что и сжижение водорода. Жидкий неон применяют в качестве криоагента в некоторых типах микрокриогенных устройств, в радиоэлектронике, ламповой промышленности для охлаждения электромагнитов.

Отбор неонгелиевой смеси и дополнительное охлаждение в дефлегматоре. Неон и гелий при разделении воздуха методами глубокого охлаждения остаются в газообразном состоянии и скапливаются под крышкой конденсатора колонны двукратной ректификации, откуда их отбирают. Газовая смесь содержит 3 ... 10 % неона и гелия (в зависимости от скорости отбора), остальное азот. Кроме азота в смеси содержатся также водород и следы кислорода. Технология производства неона и гелия сводится к двум этапам: отбору, обогащению неонгелиевой смеси и разделению ее с получением чистых неона, гелия. Для отбора, обогащения неонгелиевой смеси применяют дополнительный дефлегматор, схема включения которого в воздухоразделительный аппарат приведена на рис. 152.

Газовая смесь (3 ... 10 % неона и гелия) под давлением 0,6 МПа отбирается из-под крышки конденсатора 3 и направляется в трубное пространство дефлегматора 4, где происходит конденсация азота при охлаждении газа до температуры 81 ... 83 К жидким азотом, который дросселируется в межтрубное пространство дефлегматора под давлением 0,13 ... 0,15 МПа, соответствующим давлению в верхней колонне 2. Конденсирующийся в трубках дефлегматора 4 азот возвращается в нижнюю колонну 1. Концентрация неона и гелия в дефлегматоре повышается до 40 ... 75 % и зависит в основном от количества отбираемой смеси и температуры конденсации. В крупных воздухоразделительных установках, имеющих несколько конденсаторов, неонгелиевая смесь переводится в один из них, а затем поступает в дефлегматор, который устанавливают в мернике жидкого азота, расположенного в верхней части верхней колонны.

Неонгелиевый концентратор представляет собой теплообменный аппарат кожухотрубного типа. Основными элементами такого концентратора являются трубки, в которых идет процесс конденсации разделяемой газовой смеси; конденсат стекает вниз по внутренним поверхностям трубок. Теплообмен между конденсирующейся



нагревании, удаляется в атмосферу откачкой его вакуумным насосом 6. После регенерации адсорбер охлаждается и заполняется перерабатываемым газом. Перед включением адсорбера в змеевик подают жидкий азот для охлаждения угля. Очищенная смесь содержит около 70 % неона, 28 % гелия и 1 ... 2 % водорода, последний обычно удаляют методом каталитического гидрирования на стадии разделения неонгелиевой смеси. Холодная неонгелиевая смесь, выходящая из адсорбера 4, нагревается в водяном нагревателе 7 до температуры окружающей среды и поступает в газгольдер 8, откуда с помощью мембранных компрессоров 9 нагнетается в баллоны 10.

§ 1. РЕКТИФИКАЦИОННЫЕ КОЛОННЫ

Тарелки ректификационных колонн предназначены для обеспечения контакта между поднимающимися вверх по колонне парами со стекающей вниз жидкостью и, следовательно, процесса ректификации. В колоннах воздухоразделительных установок применяют ситчатые кольцевые тарелки. Пар в них поступает через мелкие отверстия, расположенные по всей поверхности, а жидкость попадает на тарелку и затем стекает с нее через специальные переливные устройства.

Ректификационные тарелки характеризуют типом переливного устройства. На рис. 154 представлены четыре типа переливных устройств: I — с прямым переливным карманом, II — с отогнутой подпорной перегородкой, III и IV — с профильным карманом для безударного слива. Переливное устройство должно обеспечивать равномерный слив жидкости с одной тарелки на другую. Это может быть достигнуто при небольшом сопротивлении переливного устройства потоку жидкости. При большом сопротивлении слой жидкости на тарелке будет повышаться и возможно «захлебывание» колонны.

В воздухоразделительных установках производительностью до 300 м³/ч кислорода применяют переливное устройство типа I или II, а в установках большей производительности — переливное устройство с пониженным сопротивлением типа III или IV. Высоту подпорной перегородки z_2 , высоту слоя жидкости h_1 у сливной перегородки, глубину переливного устройства l , высоту газожидкостной эмульсии барбортируемого слоя (высота пены) H , высоту сливной щели s определяют расчетным путем. Начальный гидравлический затвор a и высоту сливной перегородки z_1 при расчетах воздухоразделительных аппаратов принимают в следующих пределах: $a = 5 \dots 10$ мм, $z_1 = 10 \dots 20$ мм ($a = 10$ мм — для колонн большой производительности).

На кольцевых ситчатых тарелках 1 с профильным переливным карманом (рис. 155) жидкость движется в одном направлении. Профильное переливное устройство 2 позволяет жидкости равномерно сливаться с верхней тарелки на нижнюю.

В Советском Союзе ректификационные тарелки выпускают трех типов. В установках малой производительности применяют S-образные или кольцевые тарелки с глухим колпаком и прямым глухим

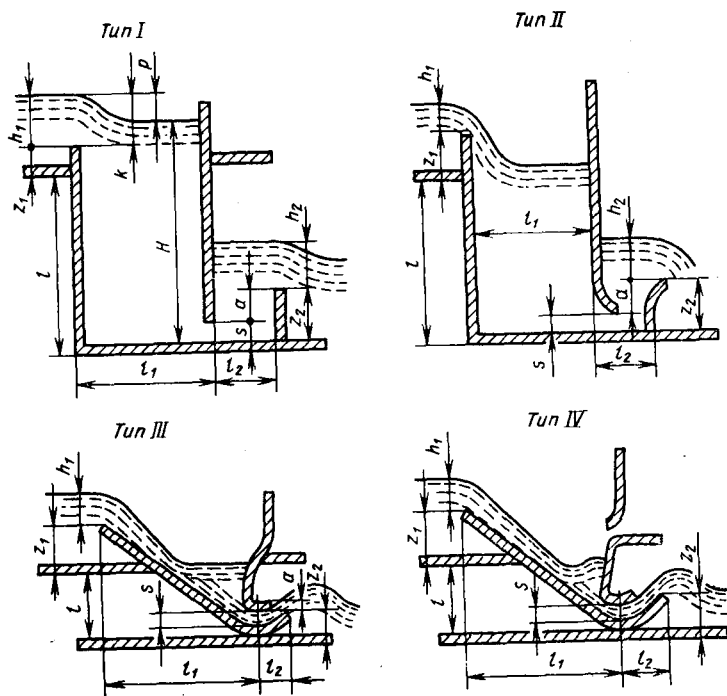


Рис. 154. Основные типы переливных устройств

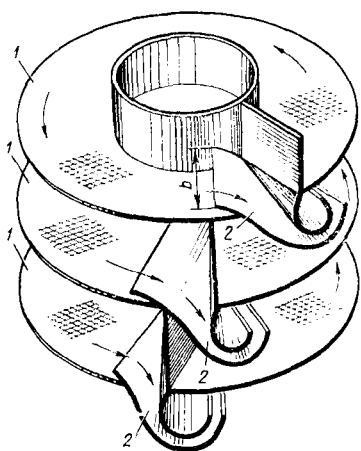
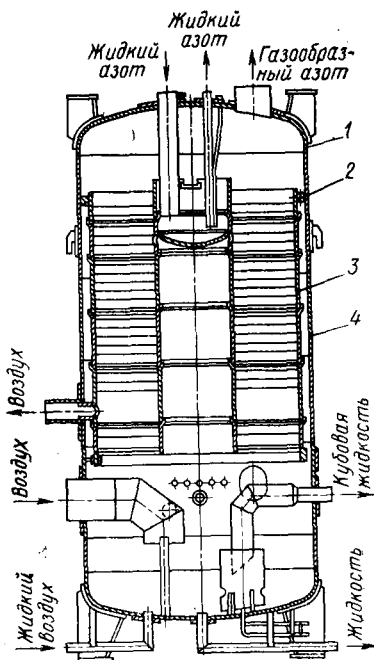


Рис. 155. Кольцевые сетчатые тарелки с профильным переливным карманом

Рис. 156. Нижняя ректификационная колонна установки Кт-12-1



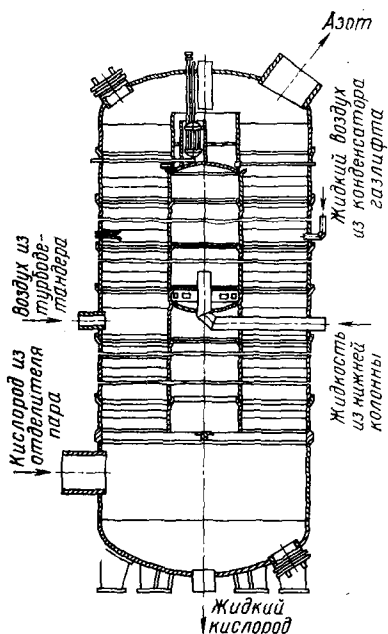


Рис. 157. Верхняя ректификационная колонна установки КтК-35-1

карманом, а в установках средней и большой производительности — кольцевые тарелки с прямым или профильным карманом.

S-образная тарелка состоит из латунной сетки толщиной 0,8 мм. Диаметр отверстий в сетке 0,9 мм, шаг 3,25 мм. Отверстия расположены по углам равносторонних треугольников. Их преимущество — простота изготовления, недостаток — изменение направления движения жидкости на соседних тарелках, вследствие чего не сохраняется постоянной разность концентраций кислорода и азота в жидкости и паре. Поэтому площадь тарелки используется недостаточно эффективно. Кольцевая тарелка с глухим колпаком и пря-

мым глухим карманом не имеет недостатков S-образной тарелки; диаметр отверстий в сетке 0,9 мм, шаг 3,25 мм. У кольцевой тарелки с прямым или профильным карманом диаметр отверстий в сетке 0,9 ... 1,25 мм, шаг 3,25 мм.

Для обеспечения направленного движения жидкости, снижения сопротивления переливного устройства и увеличения скорости пара по колонне применяют двух- и трехсливные тарелки.

Ректификационная колонна представляет собой вертикальную обечайку с закрепленными в ней тарелками. Для разделения воздуха используют ректификационные аппараты однократной и двухкратной ректификации. Последние делятся на две группы: нижние и верхние ректификационные колонны. Кроме этих видов колонн в блоках разделения воздуха применяются колонны сырого аргона, колонны очистки аргона от азота, азотные колонны, колонны технического кислорода, криптоновые колонны. На рис. 156 приведена нижняя колонна установки Кт-12-1, состоящая из корпуса 4 и обечайки 3. Корпус закрыт крышкой 1 и днищем. Обечайка 3 и днище изготовлены из коррозионно-стойкой стали. Латунные тарелки закрепляют в обечайке с помощью колец. Обечайка 3 состоит из отдельных царг; внутри верхней царги установлен сборник, куда сливается жидкий азот из конденсаторов. Обечайка с ректификационными тарелками прикреплена к корпусу колонны с помощью фланца 2.

Конструкция верхней колонны установки КтК-35-1 показана на рис. 157. Она также состоит из отдельных царг, в которых укреплены ректификационные тарелки между наружной и внутренней

обечайками. Обечайки изготовлены из коррозионно-стойкой стали. Внутри сборника жидкого азота установлен конденсатор для отмывки от азота неонгелиевой смеси.

§ 2. ТЕПЛООБМЕННИКИ

Теплообменники предназначены для охлаждения прямого потока (воздуха или другого газа) обратным потоком; обычно они являются аппаратами рекуперативного типа, т. е. теплообмен между теплоносителями происходит через разделяющую их стенку. В зависимости от давления перерабатываемого воздуха различают теплообменники высокого, среднего и низкого давления. Теплообменники высокого и среднего давления представляют собой трубчатые (гладкотрубные или оребренные), витые аппараты с поперечным движением потоков. Теплообменники низкого давления выполняются как витыми, так и прямотрубными.

Трехпоточный теплообменник типа «труба в трубе» (рис. 158) применяют в установках с насосом жидкого кислорода. В трубках малого диаметра под высоким давлением движется кислород, нагнетаемый насосом; в кольцевом зазоре, образуемом наружной и внутренней трубками, движется противотоком воздух; поток азота идет в межтрубном пространстве. Аналогичную конструкцию имеют двух- и трехпоточные теплообменники с кольцевыми коллекторами.

На рис. 159 показан противоточный прямотрубный теплообменник с поперечными перегородками в межтрубном пространстве, которые обеспечивают поперечное обтекание потоком газа пучка труб. В трубном пространстве этого теплообменника проходит детандерный воздух, а в межтрубном пространстве — петлевой поток воздуха. Рабочее давление обоих потоков равно 0,6 МПа. Наружная обечайка представляет собой сварной цилиндр из коррозионно-стойкой стали. На трубки, запаянные в трубных решетках, надевают внутреннюю обечайку, предназначенную для уменьшения поперечного сечения межтрубного пространства. Это необходимо для увеличения скорости потока.

На интенсивность теплообмена газов в аппаратах рекуперативного типа существенно влияют скорость и направление движения потоков, конструкция теплообменника и др. Скорость потоков зависит от физического состояния газов и их давлений. С увеличением скорости газа интенсивность теплообмена растет, поэтому можно уменьшить число труб и поверхность теплообмена, а следовательно, снижаются габариты, масса. Однако увеличение скорости приводит к росту гидродинамического сопротивления, в результате повышаются потери давления в теплообменнике, что нежелательно. Поэтому при конструировании аппарата необходимо находить оптимальное решение.

В зависимости от направления движения газов различают теплообменники прямотока, противотока и др. В большинстве случаев теплообменники воздухоразделительных установок являются противоточными и работают непрерывно длительное время в постоянном режиме.

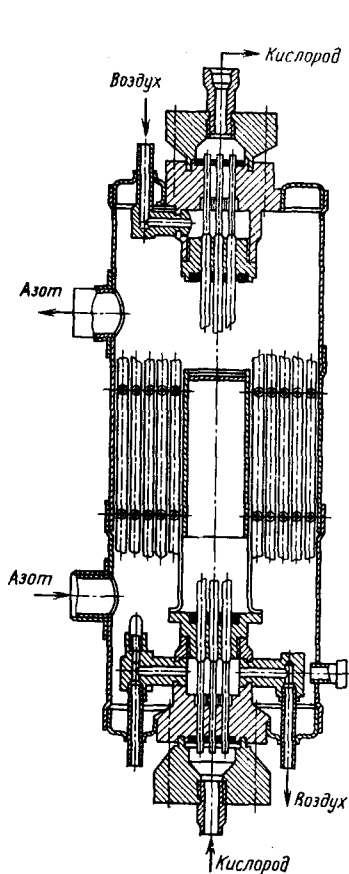


Рис. 158. Витой теплообменник высокого давления типа «труба в трубе»

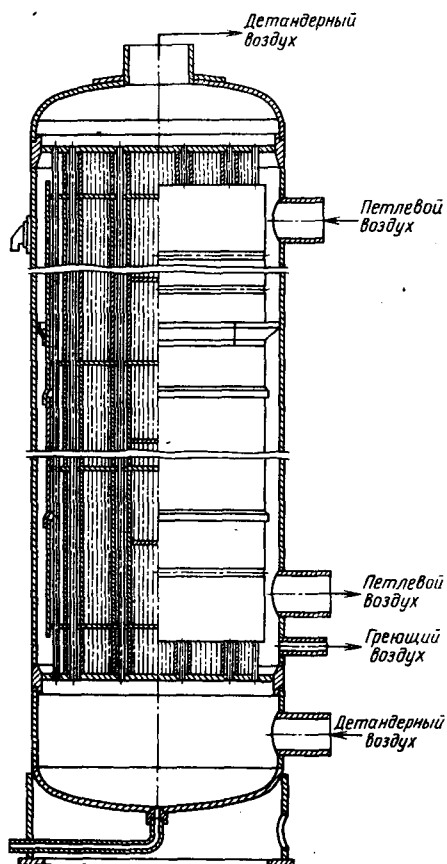


Рис. 159. Прямотрубный теплообменник

§ 3. КОНДЕНСАТОРЫ

Назначение и принцип работы конденсаторов. Конденсаторы — это теплообменные аппараты, в которых конденсация одного продукта осуществляется за счет испарения другого. В зависимости от назначения конденсаторы воздухоразделительных установок называют основными, выносными, колонн сырого аргона, технического кислорода, чистого аргона, криптоновых и азотных колонн. Работа конденсатора характеризуется температурным напором в верхнем сечении трубок, удельной тепловой нагрузкой, условным уровнем кипящей жидкости. От эффективности работы конденсатора в значительной степени зависит экономичность установки. В установках низкого давления увеличение на один градус разности температур между конденсирующимся азотом и кипящим кислородом ведет к увеличению расхода электроэнергии на сжатие воздуха на 4 ... 5%.

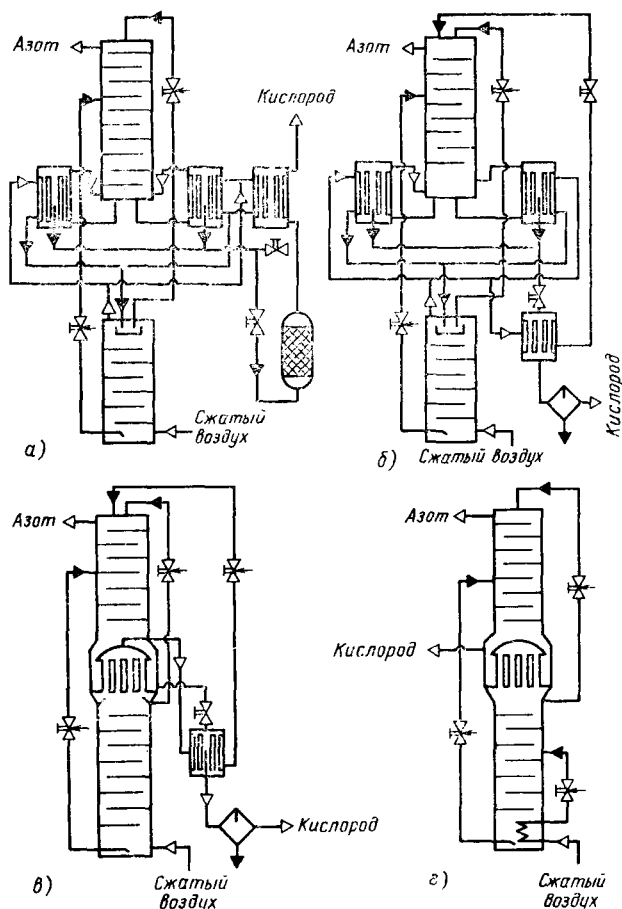


Рис. 160. Схема узлов ректификации воздухоразделительных установок

В зависимости от площади поверхности теплообмена и назначения применяют конденсаторы с внутритрубным кипением кислорода и с кипением его в межтрубном пространстве. Конденсаторы первого типа широко используют в воздухоразделительных установках большой производительности, второго типа — в установках средней и малой производительности.

В установках большой производительности устанавливают прямотрубные конденсаторы с внутритрубным кипением кислорода (рис. 160, а). Установки комплектуют несколькими одинаковыми конденсаторами, один из которых служит для выдачи кислорода в виде готового продукта, подогретого в регенераторах, направляемого в газгольдер и затем к потребителю; из остальных конденсаторов испарившийся кислород возвращается в верхнюю колонну для участия в процессе ректификации. Для очистки жидкого ки-

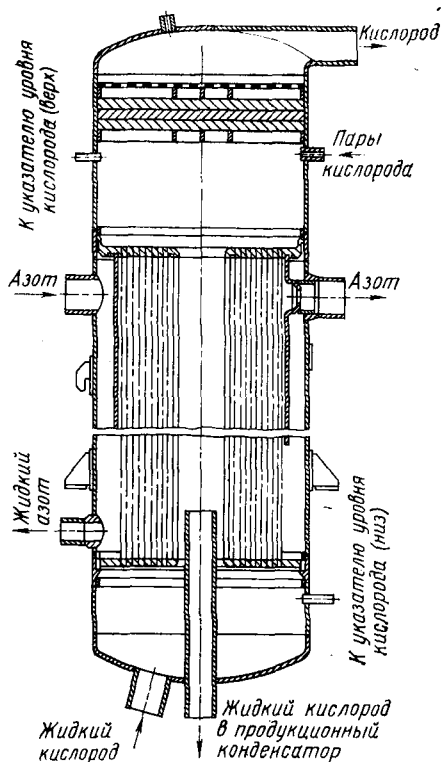
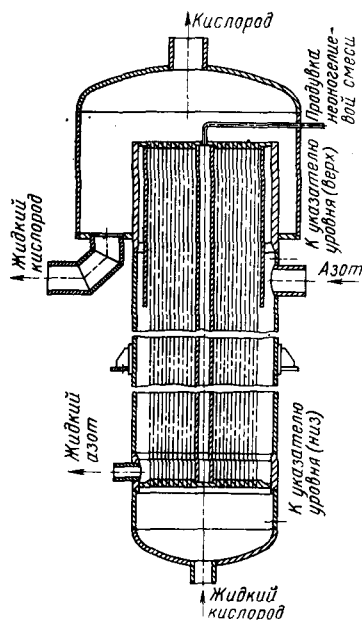


Рис. 161. Выносной конденсатор-испаритель с внутритрубным кипением

Рис. 162. Конденсатор-испаритель с внутритрубным кипением без центральной сливной трубы



слорода от взрывоопасных примесей используют адсорбер ацетилена.

В некоторых установках вместо прямотрубного конденсатора для выдачи готового продукта применяют выносной конденсатор витого типа (рис. 160, б). В этом случае адсорбер ацетилена не требуется.

Конденсаторы с межтрубным кипением кислорода, применяемые в установках средней производительности, устанавливают между нижней и верхней колоннами. Для обеспечения в них циркуляции жидкости и для недопущения накопления на конденсаторах взрывоопасных примесей применяют выносные конденсаторы витого типа с внутритрубным кипением кислорода (рис. 160, в).

В установках малой производительности устанавливают только один конденсатор, в котором кислород кипит в межтрубном пространстве (рис. 160, г). В случае накопления в нем вредных примесей сливают кислород из конденсатора.

Конструкции прямотрубных алюминиевых конденсаторов с кипением кислорода в трубном пространстве приведены на рис. 161 и 162. В конструкциях этого типа насыщенные пары азота из нижней ректификационной колонны поступают через патрубков в верхнюю

часть межтрубного пространства и конденсируются на наружной поверхности трубок. Сконденсированный азот стекает вниз и отводится через нижний патрубок, расположенный над трубной решеткой. Для защиты трубок от разрушения потоком газообразного азота и для его равномерного поступления к поверхности конденсации к верхней трубной решетке крепят внутреннюю обечайку, охватывающую все трубки на треть высоты аппарата. Небольшие примеси неона и гелия, содержащиеся в парах азота, отводятся через специальный штуцер, который вварен в верхнюю часть наружной обечайки.

Жидкий кислород поступает в днище конденсатора, равномерно распределяется по трубкам, кипит в них и затем в газообразном виде выходит через верхний патрубок. При кипении кислорода внутри трубок образуется поток парожидкостной смеси, которая, благодаря постоянному подводу тепла, движется вверх. Часть жидкости, увлекаемая движущимся вверх паром, не успевает испариться и выносятся на верхнюю трубную решетку. Отсюда неиспарившаяся жидкость стекает в центральную трубу конденсатора и вместе с новыми порциями поступающего жидкого кислорода участвует в процессе кипения. Для исключения возможности накопления взрывоопасных примесей в конденсаторе из нижней части центральной трубы постоянно отводится часть жидкого кислорода через специальный патрубок в другой конденсатор.

В конденсаторе без центральной сливной трубы (см. рис. 162) неиспарившаяся жидкость не стекает в центральную трубу, как в предыдущей конструкции, а собирается в верхней части конденсатора и полностью выводится через патрубок.

В воздухоразделительных установках малой производительности применяют конденсаторы с межтрубным кипением кислорода. Обычно их располагают между верхней и нижней колоннами. Такой конденсатор состоит из нижнего конуса, предназначенного для крепления к нижней колонне, нижней и верхней трубных решеток, крышки и верхнего конуса, к которому крепится верхняя колонна.

§ 4. ТЕПЛОИЗОЛЯЦИЯ

Изоляция защищает аппараты и трубопроводы от притока теплоты из окружающей среды. Сокращение притока теплоты достигается правильным выбором физических, теплотехнических и конструктивных характеристик изоляции, а также учетом особенностей механизма влагообмена в материале изоляции. Теплообмен в низкотемпературной изоляции осуществляется излучением, конвекцией и теплопроводностью газа, находящегося между частицами материала и самими частицами.

Основные теплоизоляционные материалы. Ко всем изоляционным материалам предъявляют следующие требования: низкая теплопроводность; малая плотность; малая влагоемкость и гигроскопичность; способность противостоять поражению грибками и гниению; морозостойкость; прочность, долговечность, однородность, хорошая обра-

бываемость; изоляция должна быть удобной для монтажа и надежной; затраты на изоляцию должны быть невысокими и быстро окупаться.

Для изготовления волокнистых, ячеистых и порошкообразных теплоизоляционных материалов используют минеральную или стеклянную вату, перлит, аэрогель, мипору, пенополистирол, пенополиуретан и др.

Минеральная вата — один из самых дешевых и доступных материалов. Она состоит из стекловидных волокон, получаемых из расплавов горных пород (гранита, глины, доломита, кварцита) или шлаков металлургических печей. Сырье расплавляется и вытягивается в нити путем раздува струей пара или воздуха.

Перлит — стекловидный минерал вулканического происхождения. Он содержит 70 ... 75 % кремнезема, 12 ... 14 % окиси алюминия, 4 ... 8 % окислов щелочных металлов и 4 % кристаллизационной воды. При нагревании измельченный перлит вспучивается, в результате чего его плотность значительно уменьшается. Вспученный перлит просеивают до получения зерен размером 0,03 ... 1 мм. Плотность вспученного перлита в зависимости от размеров частиц может изменяться в пределах 40 ... 400 кг/м³. При диаметре частиц 1 ... 2 мм плотность равна 110 кг/м³, при 0,2 ... 0,4 мм — 170 кг/м³. Перлит не горит и химически инертен, легко течет и негигроскопичен. Под влиянием вибрации перлит дает усадку, поэтому рекомендуется применять смесь из 50 % перлита и 50 % аэрогеля.

Аэрогель — высокопористый изоляционный материал в виде белого с синеватым оттенком порошка. Его получают из гидрогеля кремниевой кислоты. Аэрогель химически инертен, не горит.

Мипора — очень легкий пористый изоляционный материал. Он представляет собой затвердевшую пену формальдегидно-мочевинной смолы. Ее получают в виде кускового белого материала, из которого легко вырезать детали любой формы. Недостаток мипоры — гигроскопичность. Мипора не поддерживает горение в воздухе. Однако в среде кислорода она огнеопасна, а при большой плотности набивки взрывоопасна. Поэтому ее нельзя использовать в качестве теплоизоляции для сосудов с жидким кислородом.

Пенополистирол — ячеистый материал (поры замкнуты). Пенополистирол обладает хорошей морозостойкостью (до 50 К), низкой теплопроводностью.

Пенополиуретан получают в результате сложных химических реакций, в присутствии катализаторов и эмульгаторов. Смесь заливают в форму, где она вспенивается. Преимущество этого материала перед другими — возможность заполнения изоляционного пространства композицией в жидком виде, что упрощает изоляционные работы, обеспечивает заполнение изоляционного пространства сложной формы без образования пустот, уменьшает накопление влаги в изоляции.

Вакуумно-порошковая изоляция. Передача теплоты пористыми материалами определяется теплопроводностью твердых частиц материала, газа, находящегося между частицами и тепловым излуче-

нием. Для получения хорошей тепловой изоляции необходимо, чтобы все виды теплопередачи были минимальными.

В пространстве, заполненном газом при атмосферном давлении, большая часть полного теплового потока переносится за счет конвекции. Газ улучшает тепловой контакт между частицами. При движении газа через порошок возможно появление высоких электрических потенциалов. Перенос теплоты газом, заполняющим пустоты между частицами материала, можно значительно уменьшить и даже практически полностью исключить, откачав газ из полости, т. е. создав вакуум между частицами. Теплопроводность вакуумно-порошковой изоляции в несколько десятков раз ниже теплопроводности обычной (насыпной) изоляции.

Высоковакуумная изоляция представляет собой вакуумированное пространство между теплой и холодной поверхностями. Теплота в этом пространстве переносится двумя путями: остаточными газами и тепловым излучением. В высоковакуумной изоляции конвективный теплообмен отсутствует. Чтобы уменьшить тепловое излучение, поверхности полируют и делают из материалов с малой степенью черноты или применяют экраны. Введение одного экрана той же черноты, какой обладают и стенки, снижает приток теплоты в 2 раза, двух экранов — в 3 раза, n экранов — в $(n + 1)$ раз. Конструктивно такую теплоизоляцию можно осуществлять, окружая низкотемпературные части пакетом из нескольких слоев гофрированной алюминиевой фольги.

Многослойная экранно-вакуумная изоляция наиболее эффективна. Она состоит из последовательно расположенных отражательных экранов, выполненных из тонких, металлизированных с двух сторон полимерных пленок, термически разъединенных слоем стеклянной бумаги или стеклохолста. Лучших показателей экранов достигают при использовании алюминиевой фольги, разделенной тонким слоем стеклянной бумаги из очень тонких волокон. Теплопроводность вакуумно-многослойной изоляции почти в 10 раз меньше теплопроводности вакуумно-порошковой изоляции. Теплоперенос через многослойную изоляцию под вакуумом осуществляется главным образом излучением и за счет контактной теплопроводности сложного материала.

Тепловые мосты и опоры. Изоляционное пространство в сосудах для хранения и перевозки криогенных жидкостей, как правило, пересекается различными конструктивными элементами, по которым дополнительно передается теплота от теплой поверхности к холодной. К этим элементам, получившим название тепловых мостов, относят подвески, проставки, опоры. Одним из основных элементов сосудов являются подвески и проставки. Их обычно изготавливают в виде стержней, тросов, трубчатых элементов или цепей и крепят к кожуху и внутреннему сосуду шарнирно или монтируют между стенками. Наиболее совершенной конструкцией подвесок является такая, которая обеспечивает минимальный теплоприток.

Основными путями увеличения теплового сопротивления подвесок являются применение материалов с низкой теплопроводностью,

уменьшение площади поперечного сечения и увеличение длины подвески. В транспортных сосудах для сжижения газов наряду с подвесками, работающими на растяжение, применяют опоры, работающие на сжатие. Это позволяет сравнительно просто закрепить внутренний сосуд в кожухе. Опоры имеют меньшую длину и большее поперечное сечение. Для обеспечения малого теплового потока их выполняют из неметаллических материалов, например из текстолита.

При нагружении опоры в точке касания ее со стенкой образуется контактное пятно. Расчет передачи теплоты сводится к определению площади контактного пятна и его теплового сопротивления.

ХРАНЕНИЕ И ТРАНСПОРТИРОВАНИЕ ГАЗООБРАЗНЫХ И ЖИДКИХ ПРОДУКТОВ. ГАЗИФИКАЦИЯ ЖИДКОГО КИСЛОРОДА

§ 1. ГАЗГОЛЬДЕРЫ И БАЛЛОНЫ

Назначение, принцип работы и конструкции газгольдеров.

Газгольдеры предназначены для хранения кислорода, азота, аргона, водорода и других промышленных газов. Различают газгольдеры переменного и постоянного объема с постоянным и переменным давлением, сухие и мокрые, каждый из которых может быть тупиковым или проходным.

Мокрый проходной газгольдер (рис. 163) представляет собой стальную конструкцию, состоящую из тонколистового резервуара 1, наполненного водой, и колокола 3, служащего емкостью для технологического газа. Колокол под воздействием давления газа и силы тяжести перемещается вдоль направляющих 4, прикрепленных к стенке резервуара. По периметру резервуара расположены паровые элеваторы, обеспечивающие циркуляцию и подогрев воды в резервуаре при отрицательных температурах окружающей среды. Для районов с расчетной зимней температурой 243 ... 233 К предусматривают для утепления кирпичные стенки 2. К газгольдеру примыкают камеры газового ввода, которые предназначены для размещения и обслуживания оборудования и коммуникаций газгольдера. В мокрых газгольдерах давление под колоколом составляет 0,103 ... 0,105 МПа. При наполнении газгольдера количество газа увеличивается и колокол перемещается вверх вдоль направляющих, при опорожнении газгольдера колокол опускается вниз.

Сухой тупиковый газгольдер (рис. 164) состоит из трех основных частей: резервуара 2, шайбы 10 и гибкой секции 1. Цилиндрический резервуар 2 с плоским днищем 12 и сферической крышей 6 является неподвижной частью газгольдера, шайба 10 — подвижной частью. Шайба 10 перемещается внутри резервуара под давлением газа. В зазоре между шайбой 10 и цилиндрической стенкой резервуара 2 размещается гибкая секция 1. Шайба 10 представляет собой горизонтальный несущий каркас с плоским днищем 11 и вертикальную цилиндрическую стенку 13. Над шайбой расположена кольцевая площадка 9, являющаяся также поясом жесткости цилиндрического каркаса шайбы. Для предотвращения перекосов шайбы при вертикальном движении предусматривается система выравнивания, в которую входят диаметрально противоположные ролики 8 и стальные канаты 7. Гибкая секция 1 в форме цилиндра из прорезиненной ткани герметично закрывает зазор между стенкой резервуара 2 и шайбой 10

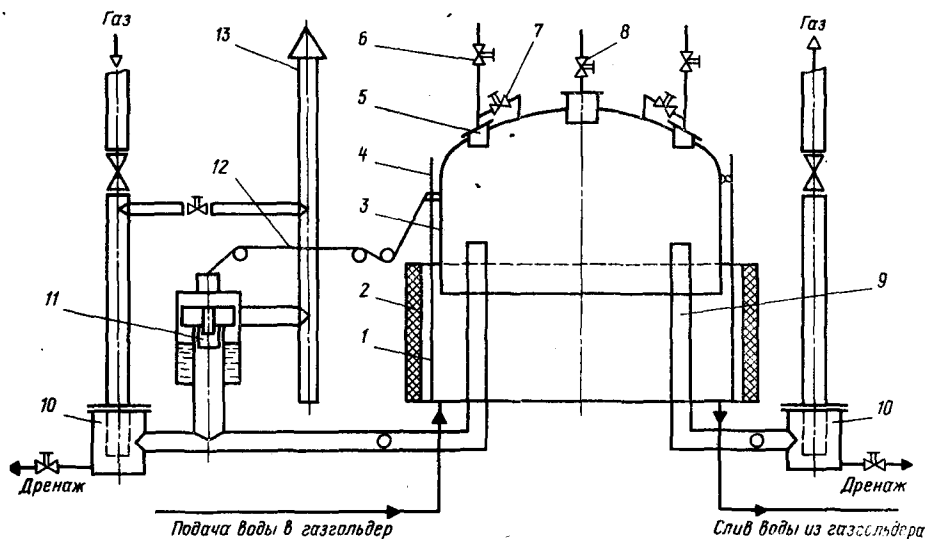


Рис. 163. Принципиальная схема мокрого газгольдера

и дает возможность шайбе свободно перемещаться в вертикальном направлении. Гибкая секция крепится одним краем к стенке резервуара 2, другим к днищу шайбы 11. При подъеме шайбы под действием давления газа гибкая секция распрямляется, при опускании шайбы гибкая секция укладывается в зазоры между стенкой корпуса и шайбой. Сила от действия избыточного давления (0,105 МПа) газа, находящегося под шайбой, уравнивается силой тяжести шайбы и бетонных грузов, расположенных на кольцевых площадках 9 и днище шайбы 11.

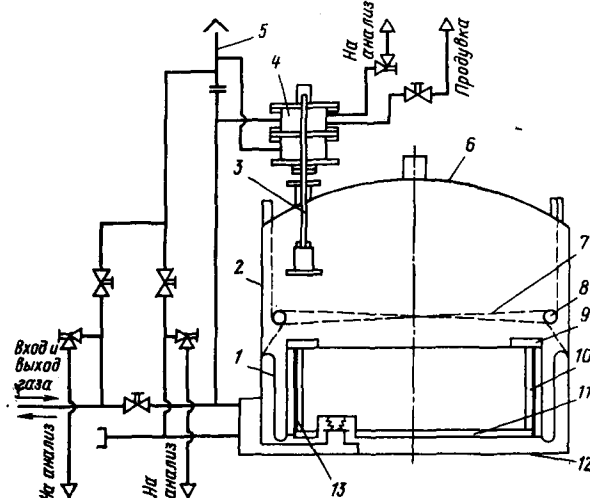


Рис. 164. Принципиальная схема сухого газгольдера

Предохранительные устройства газгольдеров, газовые вводы, гидрозатворы. Предохранительными устройствами мокрых газгольдеров являются: перепускное устройство на крыше колокола, труба на центральном лазе крыши колокола, гидравлические затворы в камерах газового ввода, автоматическое устройство для сброса газа из газгольдера в атмосферу.

В перепускном устройстве мокрого газгольдера (см. рис. 163) кожух 5 приварен к крыше колокола над газовым стояком 9 и служит для отключения газового стояка 9 от сферической части колокола. Благодаря этому исключается образование вакуума под колоколом. Продувочная свеча 6 на трубе перепускного устройства предназначена для продувки газового стояка. Перепускная труба с задвижкой 7 соединяет пространство над газовым стояком 9 со сферическим пространством колокола и необходима для продувки газгольдера и перепуска газа из газового стояка в сферическую часть колокола в момент подъема.

Труба на центральном лазе колокола с задвижкой 8 предназначена для выпуска газа из газгольдера при продувке и для соединения газового пространства с атмосферой при спуске воды из резервуара газгольдера во избежание образования вакуума и повреждения колокола. Гидрозатвор 10, установленный в приемке газгольдера, предназначен для отключения газгольдера от межцеховых коммуникаций. Для этого необходимо залить гидрозатвор водой до определенного уровня. Воду из гидрозатвора сливают в сливной бак.

Для сброса газа при максимальном подъеме колокола служит автоматическое устройство. Сброс газа происходит при переполнении газгольдера в момент достижения колоколом верхнего положения. При максимальном подъеме колокола газгольдера подъемное приспособление 12 поднимает клапан в клапанной коробке 11 и газ сбрасывается через трубку 13 в атмосферу.

В камерах газового ввода и вывода размещены гидрозатворы, клапанная коробка, запорная арматура, узел управления системой отопления, насос для откачки воды из **приямков** и сливных баков.

На рис. 165 приведен газовый ввод сухого газгольдера с шайбой в крайнем нижнем положении.

Газовый ввод состоит из следующих основных узлов: промежуточных камер 1 и 11, патрубка газового ввода 2, люка 7 над газовым вводом с цепями 9 и крышкой 12, перепускной трубы 8. В нижнем положении шайбы 10 люк 7 и крышка 12 отсекают газовое пространство 6 от промежуточной камеры 11. В этом случае при заполнении газгольдера газ из патрубка 2 поступает в наружную промежуточную камеру 1, затем во внутреннюю промежуточную камеру 11 и, наконец, в патрубок 13. Под давлением газа крышка 12 приподнимается, и газ через перепускную трубу 8 устремляется в газовое пространство 6. При промежуточном положении шайбы 10 патрубок 13 непосредственно сообщается с газовым пространством 6. В случае опорожнения газгольдера, когда происходит отбор газа и автоматические устройства запоздали с отсечкой газа, а шайба

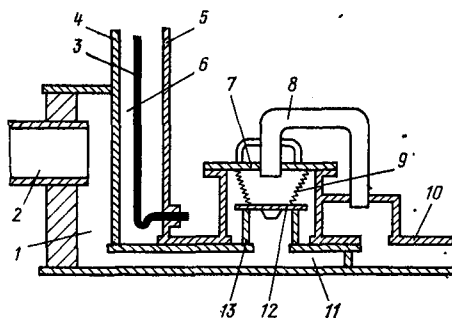


Рис. 165. Газовый ввод сухого газгольдера

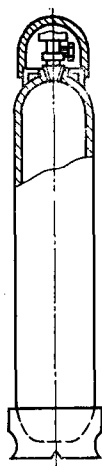


Рис. 166. Баллон вместимостью 40 л

уже находится в нижнем положении, на патрубок 13 ложится крышка 12, которая герметизирует газовое пространство 6, предотвращая появление вакуума в корпусе и его повреждение. Для исключения переполнения газгольдера при максимальном подъеме шайбы служит клапан сброса 4 (см. рис. 164). Когда шайба достигает верхнего положения, шток 3 приподнимает поршень клапана сброса 4 и сообщает всасывающий патрубок газгольдера с атмосферой через трубу сброса 5.

Назначение баллонов, их классификация и конструкция. Баллоны применяют для хранения и перевозки сжатых газов: воздуха, азота, кислорода, ацетилена и других газов под давлением 16—20 МПа. Изготавливают баллоны из стальных цельнотянутых бесшовных труб путем обжатия в штампе днища и горловины. Баллоны должны быть рассчитаны так, чтобы напряжение в их стенках при гидравлическом испытании не превышало 90 % предела текучести для данной марки стали. На верхней сферической части каждого баллона выбиты паспортные данные: товарный знак завода-изготовителя; номер баллона, масса каждого баллона, кг; дата (год и месяц) изготовления и год следующего технического освидетельствования; рабочее давление, Па; пробное гидравлическое давление, Па; вместимость, л; клеймо ОТК завода-изготовителя. Место маркировки покрывают бесцветным лаком и обводят краской. Баллоны для растворенного ацетилена заполняют пористой массой и растворителем. Требования к устройству и безопасной эксплуатации баллонов для сжатых газов регламентируются правилами Госгортехнадзора СССР. Надписи на баллонах наносят по окружности на длину не менее 1/3 окружности, а полосы по всей окружности, высота букв должна быть 60 мм, а ширина полосы 25 мм.

Объем баллонов для кислорода и других газов по ГОСТ 949—73 составляет 0,4; 0,7; 1; 1,3; 2; 3; 4; 5; 6; 7; 8; 10; 12; 20; 25; 32;

40 и 50 л. Наибольшее распространение получили баллоны вместимостью 40 л (рис. 166).

Требования к кислородным и водородным технологическим трубопроводам. Трубопроводы для транспортирования газов прокладываются как внутри, так и вне помещений (цеховые и межцеховые трубопроводы). Внутрицеховые трубопроводы прокладывают по стенам и колоннам здания или в крытых каналах. При совместной прокладке кислородных и водородных трубопроводов с трубопроводами для других газов первые крепят на отдельных опорах, кронштейнах, подвесках таким образом, чтобы обеспечить свободный доступ к ним для осмотра и ремонта. Расстояние между трубопроводами должно быть не менее 250 мм. Кислородные и водородные трубопроводы должны быть надежно заземлены. Для этого их присоединяют к заземляющему контуру. Трубопроводы, проходящие через стены или перекрытия зданий, заключают в гильзы. Зазор между трубопроводом и гильзой должен быть менее 5 мм по радиусу и заполнен негорючим волокнистым материалом. Участки трубопроводов, заключенные в гильзы, не должны иметь стыков.

§ 2. ЕМКОСТИ ДЛЯ ХРАНЕНИЯ СЖИЖЕННЫХ ГАЗОВ И ТРАНСПОРТИРОВАНИЕ КРИОГЕННЫХ ЖИДКОСТЕЙ ПО ТРУБОПРОВОДАМ

Требования, предъявленные к сосудам для хранения и перевозки сжиженных газов. Емкости для хранения и транспортирования сжиженных газов при температурах 90 ... 4 К должны отвечать следующим требованиям: иметь высокоэффективную изоляцию, обеспечивающую минимальные потери продукта от испарения и небольшой расход жидкости на охлаждение внутреннего сосуда; отличаться технологичностью конструкции, высокой надежностью; иметь небольшие габариты и массу; быть безопасными и удобными в эксплуатации. На эти показатели влияют многие факторы: скрытая теплота испарения и температура кипения хранимых жидкостей, качество изоляции, степень совершенства конструкции, теплопроводность и хладостойкость применяемых материалов.

Железнодорожные цистерны для транспортирования криогенных жидкостей должны быть рассчитаны в соответствии с действующими нормами МПС. У железнодорожной цистерны и автоцистерны в верхней части должен быть устроен лаз диаметром не менее 450 мм. Цистерны для криогенных жидкостей должны быть рассчитаны на давление, при котором производится их опорожнение, а также на давление от динамических нагрузок во время транспортирования. Термоизоляционный кожух емкостей должен иметь разрывную мембрану. На емкостях для хранения и транспортирования сжиженных газов завод-изготовитель наносит клеймением следующие паспортные данные: наименование завода-изготовителя; заводской номер емкости; год изготовления и дата освидетельствования; объем, м³; рабочее и пробное давления, клеймо ОТК. Наружную поверхность емкостей красят эмалью или алюминиевой краской в светло-серый

Рис. 167. Сферический резервуар

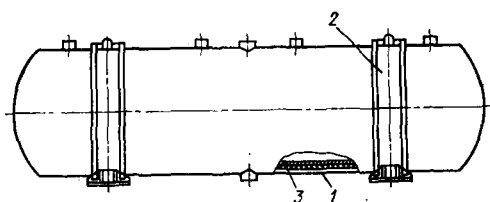
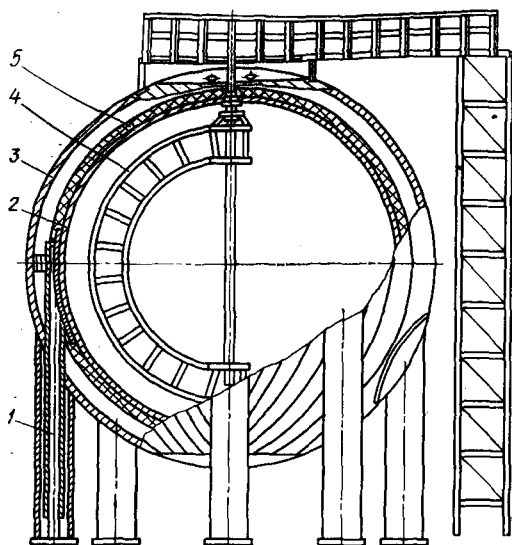


Рис. 168. Горизонтальный цилиндрический резервуар вместимостью 100 м³

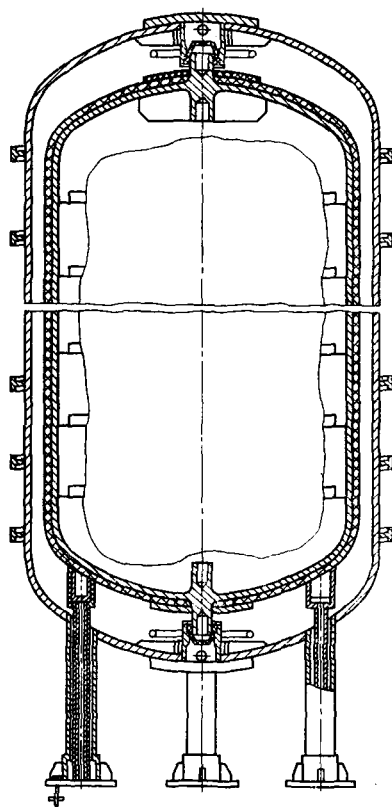


Рис. 169. Вертикальный цилиндрический резервуар вместимостью 63 м³

цвет и наносят надписи и отличительные полосы. Емкости для транспортирования и хранения криогенных жидкостей должны быть зарегистрированы в Госгортехнадзоре СССР.

Устройство, работа, наполнение и опорожнение транспортных и стационарных резервуаров. Оптимальная форма сосудов для хранения низкокипящих жидкостей сферическая. Сферический резервуар (рис. 167) предназначен для хранения и выдачи потребителю криогенных жидкостей. Резервуар состоит из внутренней (сосуд) 2 и наружной (кожух) 3 концентрично расположенных оболочек. Шаровые оболочки опираются на фундамент с помощью трубчатых вертикальных опор 1. На внешней поверхности внутреннего сосуда и опорах внутреннего сосуда закреплена экранно-вакуумная изоляция 5. Для эффективной работы изоляции в теплоизоляционной полости емкости поддерживается давление не более $133,322 \cdot 10^{-4}$ Па. В процессе хранения продукта вакуум в теплоизоляционном пространстве поддерживается за счет адсорбции молекул воздуха охлажденным адсорбентом (уголь, цеолиты). Кожух представляет собой конструкцию из углеродистой стали. Сосуд изготавливают из коррозионно-стойкой стали или цветных металлов. Для периодического осмотра внутренней поверхности крупных резервуаров и для проведения монтажных работ внутри сосуда установлена смотровая лестница 4.

Широко распространены горизонтальные и вертикальные цилиндрические резервуары. Горизонтальный цилиндрический резервуар (рис. 168) предназначен для хранения жидкого азота или кислорода. Его технические данные приведены ниже:

Объем внутреннего сосуда, м ³	112
Рабочее давление, МПа	0,5
Масса жидкого продукта в сосуде, кг:	
азота	81 000
кислорода	115 000
Потери от самоиспарения за 1 сут, %:	
азота	0,13
кислорода	0,085
Габариты, мм:	
длина	17 040
диаметр	3 700

Внутренний сосуд изготавливают из стали 12Х18Н10Т, кожух 1 — из стали 09Г2С. Внутренний сосуд закреплен на опорных поясах 2 кожуха 1. Изоляция внутреннего сосуда 3 состоит из 35 слоев алюминированной синтетической пленки, переложенных стеклохолстом. Вакуум в изоляционной полости емкости поддерживается встроенными адсорбционными насосами. Регенерация адсорбента производится подачей нагретого до температуры 423 К газа в змеевик, находящийся в адсорбенте.

Вертикальный цилиндрический резервуар (рис. 169) предназначен для хранения жидких кислорода, азота, аргона. Его техническая характеристика приведена ниже:

Объем внутреннего сосуда, м ³	66
Рабочее давление, МПа	0,5

Масса жидкого продукта в сосуде, кг:	
кислорода	68 500
азота	48 000
аргона	84 000
Потери от самоиспарения за 1 сут, %:	
кислорода	0,09
азота	0,135
аргона	0,115
Габариты, мм:	
высота	12 204
наибольший диаметр	3 680

Рассмотрим процессы наполнения, хранения и выдачи криогенных жидкостей (рис. 170).

Жидкий кислород из воздухоразделительной установки через обратный клапан 2 и пневмоклапан 1 подается в резервуар 4. Слив жидкого кислорода обеспечивается за счет гидростатического напора, обусловленного избыточным давлением на выходе из блока разделения и давлением в резервуаре 4. Образующиеся при охлаждении резервуара 4 пары кислорода сбрасываются через дренажный клапан 17. При заполнении резервуара контролируют давление паров над жидким кислородом по манометру 14, уровень кислорода в резервуаре по уровнемеру 13. Резервуар 4 заполняют до уровня жидкости 260 ... 270 см. После заполнения резервуара кислородом его переводят на режим хранения или выдачи жидкого кислорода в транспортные емкости.

В режиме хранения пневмоклапан 1 закрыт, дренажный пневмоклапан 17 открыт.

В процессе хранения периодически контролируют давление паров кислорода в резервуаре по манометру 14, уровень жидкого кисло-

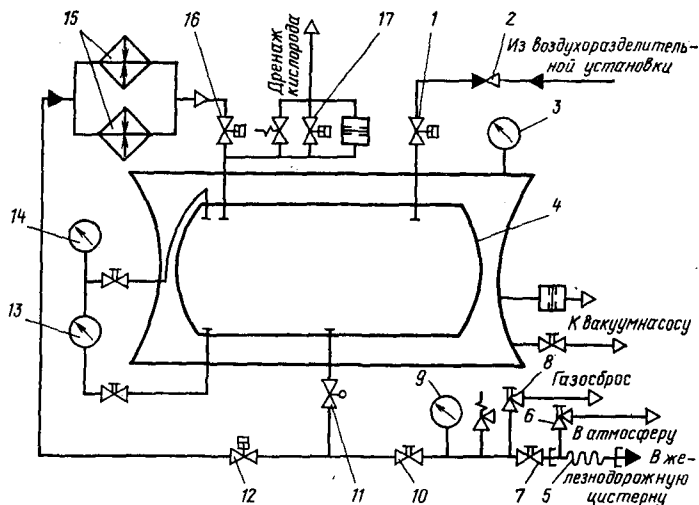


Рис. 170. Принципиальная схема горизонтального цилиндрического резервуара вместимостью 100 м³

рода в резервуаре по уровнемеру 13, давление в теплоизоляционной полости резервуара по вакуумметру 3, проверяют плотность фланцевых соединений, сальниковых и сифонных уплотнений, исправность контрольно-измерительных приборов.

Заполнение жидким кислородом железнодорожной цистерны производят в следующей последовательности: открывают вентили налива и дренажа на цистерне; стыкуют с помощью гибкого шланга 5 трубопровод налива цистерны и криогенный трубопровод выдачи кислорода; закрывают дренажный клапан 17 на стационарном резервуаре; открывают вентиль выдачи кислорода 11; открывают пневмоклапан 12 подачи кислорода в испарители 15 и пневмоклапан 16 и увеличивают давление в емкости до рабочего. Клапан 17 автоматически поддерживает давление в емкости, равное рабочему. Открывают вентиль 10 и через вентиль 8 производят захлаживание трубопровода, контролируя давление в трубопроводе по манометру 9. После захлаживания трубопровода закрывают вентиль 8 и начинают подавать жидкий кислород в железнодорожную емкость через вентиль 7, контролируя давление и уровень в цистерне по установленным на ней приборам. При достижении необходимого уровня в железнодорожной цистерне закрывают вентиль 7 и вентиль подачи жидкости в цистерну (см. рис. 171), открывают вентиль 6 и испаряют остатки жидкого кислорода из гибкого шланга 5, после этого отсоединяют гибкий шланг от транспортной емкости. Если больше заправок не предусмотрено, то закрывают вентиль 11, клапан 12 подачи жидкого кислорода к испарителям 15, клапан 16 и открывают дренажный клапан 17.

Заполнение, хранение и выдача криогенных жидкостей из шаровой емкости и вертикального цилиндрического резервуара аналогичны заполнению, хранению и выдаче жидкого кислорода из горизонтального цилиндрического резервуара.

Принципиальная схема железнодорожной цистерны для транспортирования жидких кислорода и азота приведена на рис. 171. Оборудование цистерны (горизонтальный цилиндрический сосуд, испарители, арматура и контрольно-измерительные приборы) смонтировано на раме четырехосной железнодорожной платформы. Контрольно-измерительные приборы и арматура размещены в специальной будке (тамбуре). Цистерна состоит из внутреннего котла 1 и кожуха 3. Внутренний котел 1 изготовлен из алюминия сплава АМцС. В котле 1 смонтированы волнорезы, которые уменьшают динамические нагрузки на днище при транспортировании цистерны. Внутренний котел 1 установлен в кожухе 3 на текстолитовых опорах и крепится к кожуху цепями. Теплоизоляционное пространство 8 заполнено аэрогелем и отвакуумировано до давления 13,3322 ... 133,322 Па или может быть применена экранно-вакуумная изоляция. Кожух 3 изготовлен из стали. В верхней части кожуха расположены люк для доступа к внутреннему сосуду и предохранительная мембрана 2 для защиты кожуха от разрушения при возрастании давления в теплоизоляционном пространстве. Испаритель 7 служит для газификации кислорода, азота, поступающего из котла 1 и создания

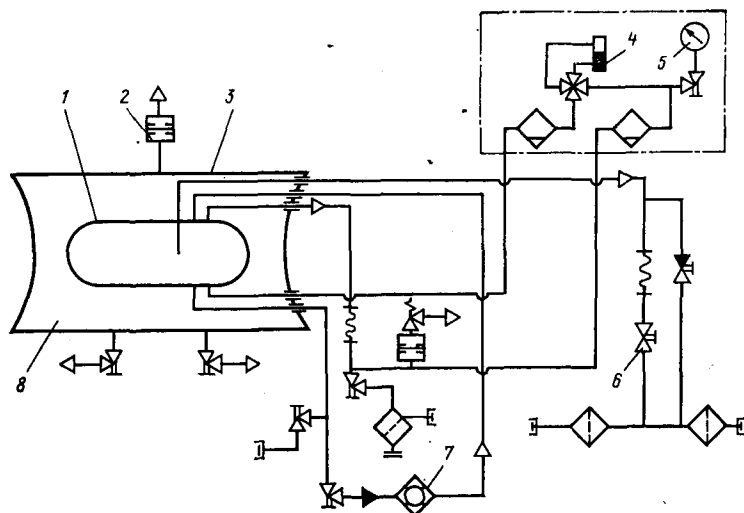


Рис. 171. Принципиальная схема железнодорожной цистерны

избыточного давления в сосуде. Испаритель выполнен из оребренных труб, соединенных коллекторами.

Заправку железнодорожной цистерны осуществляют путем подсоединения гибкого шланга к трубопроводу цистерны через вентиль 6. Уровень и давление жидкости в котле контролируют по приборам 4 и 5. Продукт из транспортной емкости выдают через вентиль 6 с предварительной подачей (наддувом) в газовую полость котла 1 газифицированного в испарителе 7 продукта.

Транспортные резервуары ТРЖК-2У, ТРЖК-3, ТРЖК-4М, ТРЖК-8 предназначены для хранения, транспортирования и выдачи жидкого кислорода или азота. Прочность, небольшая масса, безопасность и удобство в эксплуатации, а также низкий коэффициент испарения сжиженных газов характеризуют эти резервуары и позволяют транспортировать их всеми видами транспорта. Безопасность и удобство эксплуатации обеспечиваются рациональной конструкцией системы управления и использованием негорючих изоляционных материалов. Надежная эксплуатация резервуаров в течение 10 лет возможна как в обычных климатических условиях, так и в условиях влажного тропического климата и в полярных областях.

Резервуары состоят из кожуха, котла, испарителя, шкафа с арматурой и контрольно-измерительными приборами. Все резервуары изготовлены из высокопрочных хладостойких материалов. Изоляция вакуумно-порошковая. Основные технические данные этих резервуаров приведены ниже.

	ТРЖК-2У	ТРЖК-3	ТРЖК-4М	ТРЖК-8
Объем, л	1155	7380	320	2750
Масса жидкого продукта в сосуде, кг:				
кислорода	1250	8000	350	3000

азота	900	5000	250	2100
Потери от испарения за 1 сут (по кислороду), % , не более	1,3	0,5	3,0	0,4

Транспортный резервуар ТРЖК-8 (рис. 172) состоит из котла 1, кожуха 2, арматурного щита и двух испарителей 12. Остаточное давление в изоляционной полости при теплом состоянии составляет 133,322 ... 13,3322 Па. Котел из легированной коррозионно-стойкой стали 12Х18Н10Т установлен в кожухе 2 на четырех текстолитовых опорах и удерживается в рабочем положении продольными и поперечными растяжками. Кожух 2 цистерны выполнен из алюминиевого сплава АМг5В. В изоляционной полости 3 размещены карманы 13, заполненные адсорбентом (силикагелем или цеолитом), который при заливе в резервуар кислорода или азота охлаждается и поглощает остаточные газы, понижая давление в теплоизоляционной полости до $133,322 \cdot 10^{-2}$... $133,322 \cdot 10^{-3}$ Па.

Заполнение емкости производится через вентиль наполнения-опорожнения 10 при открытом вентиле газосброса 6 и закрытом вентиле подачи жидкости в испаритель 11. Для измерения давления и уровня жидкости в котле служат приборы 7 и 8. Для предотвращения повышения давления в котле и трубопроводах установлены предохранительные клапаны 4, 9 и предохранительная мембрана 5. Предохранительная мембрана 14 служит для предотвращения разрушения кожуха 1 в случае повышения давления в изоляционном пространстве из-за нарушения целостности изоляции и при разгерметизации котла.

Сосуды Дьюара, криостаты, трубопроводы. Для хранения небольших количеств криогенных жидкостей служат сосуды Дьюара, имеющие различную конструкцию в зависимости от типа хранимой жидкости. В общем виде сосуд Дьюара представляет собой конструкцию из двух размещенных один в другом сосудов, которые разделяет теплоизоляционная полость (рис. 173). В сосуде имеется

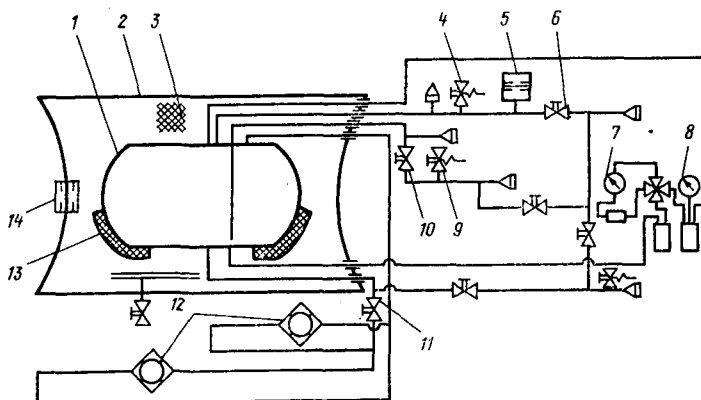


Рис. 172. Принципиальная технологическая схема резервуара ТРЖК-8

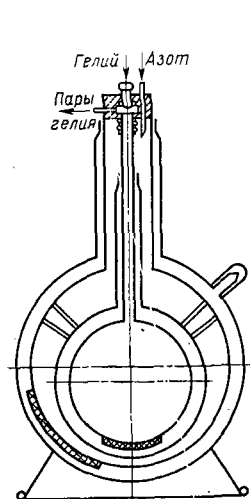


Рис. 173. Сосуд Дьюара с экраном, охлаждаемым жидким азотом, для хранения жидкого гелия, водорода, неона

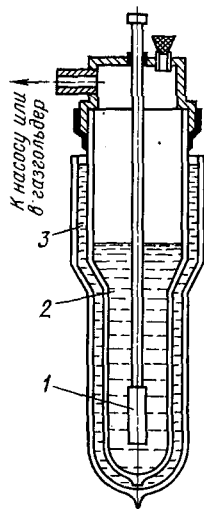


Рис. 174. Стекланный гелиевый криостат

экран, охлаждаемый жидким азотом, что значительно уменьшает теплопритоки к внутреннему сосуду. Потери на испарение жидкости в таких сосудах малы и составляют около 1 % в сутки. Применение многослойной экранно-вакуумной изоляции позволяет обойтись без охлаждаемого азотом экрана.

Криостат — аппарат, во внутреннем объеме которого поддерживается низкая температура для проведения измерений физических величин, обеспечения работы различных датчиков и приборов, а также для осуществления процессов при низких температурах. Разработано большое число специальных криостатов, оснащенных необходимыми устройствами для регулирования и контроля параметров объекта, физических и химических исследований. Простейший лабораторный криостат (рис. 174) состоит из двух сосудов Дьюара. Внутренний сосуд 2 заполнен криогенной жидкостью, при которой производят исследования объекта 1, наружный сосуд 3 — криогенной жидкостью, служащей экраном.

Криогенные трубопроводы служат для передачи сжиженных газов, их снабжают высококачественной теплоизоляцией, что уменьшает испаряемость жидкости. Для ускорения предварительного охлаждения длинного криогенного трубопровода через определенные интервалы предусматривают специальные патрубки для отвода пара. Однако такой способ вызывает увеличение потерь жидкости. Если трубопровод имеет хорошую изоляцию и жидкость непрерывно подается с одного конца, то появление ее на другом конце трубопровода является вопросом только времени. Однако в реальных трубопроводах имеется внешний подвод теплоты, вызывающий испарение

жидкости, и если максимальный расход в трубопроводе недостаточен, то вполне возможно, что жидкость никогда не достигнет другого конца трубопровода. Уменьшить испарение можно за счет переохлаждения жидкости или увеличения избыточного давления в трубопроводе. Большое количество жидкости можно передать по криогенным трубопроводам с помощью насосов.

Важным вопросом является компенсация температурных деформаций криогенных трубопроводов, которая может достигать десятков миллиметров. В качестве компенсаторов используют сильфоны, устанавливаемые на внутренней или наружной трубе. Наиболее перспективным решением является применение материала с малым коэффициентом удлинения для внутреннего трубопровода. Таким материалом может служить инвар.

§ 3. ГАЗИФИКАЦИЯ ЖИДКОГО КИСЛОРОДА

Принцип работы и устройство газификаторов. Газификатор — аппарат, в котором происходит процесс превращения криогенной жидкости в газ. Различают два типа газификаторов: высокого и низкого давления. Газификация криогенной жидкости в газ высокого давления производится с помощью насосов, в газ низкого давления — без насоса. Холодный газификатор (рис. 175) представляет собой агрегат, состоящий из цилиндрического вертикального резервуара 1 с порошково-вакуумной изоляцией, испарителя 2 для подъема давления в резервуаре, испарителя 3 для газификации выдаваемой жидкости и шкафа управления 4, смонтированного на резервуаре. Испарители, изготовленные из листовых алюминиевых панелей с внутренними каналами, используют только теплоту окружающего воздуха. Конструкция испарителей обеспечивает самопроизвольное удаление снеговой шубы. Система управления автоматически поддерживает

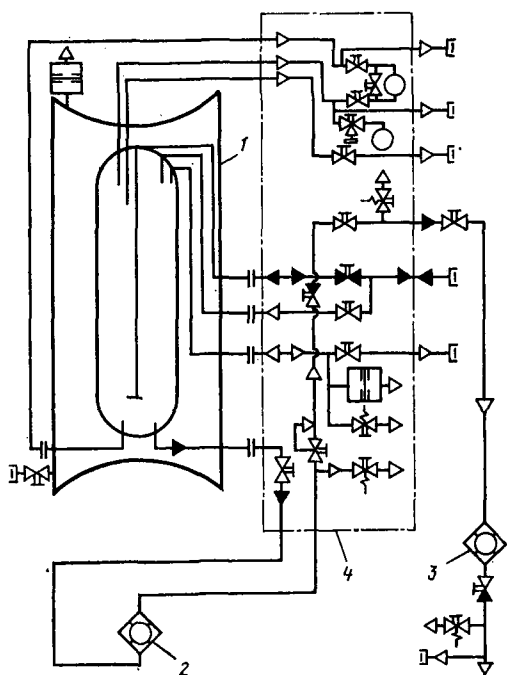


Рис. 175. Принципиальная технологическая схема холодного газификатора

Выдача газобразного
продукта потребителю

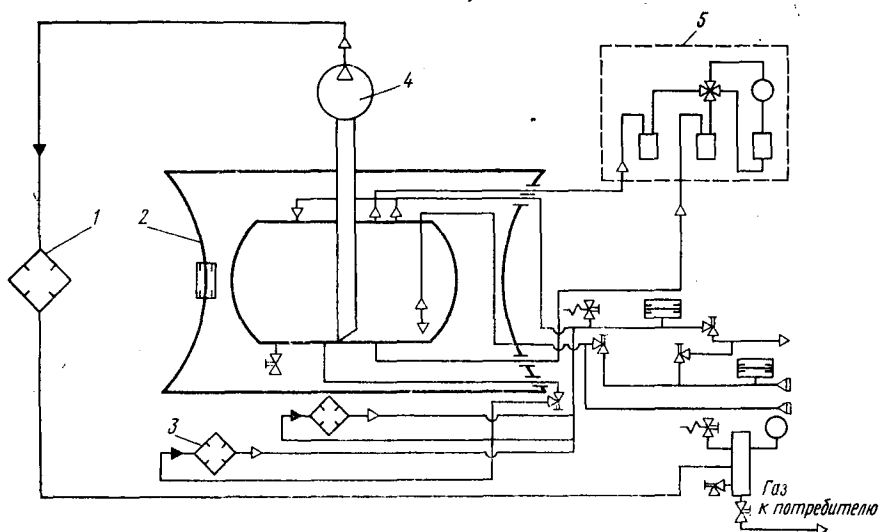


Рис. 176. Принципиальная технологическая схема автомобильной газификационной установки АГУ-2М

заданные параметры работы газификаторов и не требует постоянного присутствия обслуживающего персонала. Газификаторы предназначены для работы на открытом воздухе в любых климатических условиях при температуре 323 ... 223 К. При этом температура продукта на 20 К ниже температуры окружающей среды.

Технологические схемы газификационных установок. Автомобильная газификационная установка АГУ-2М предназначена для транспортирования, хранения и газификации жидкого кислорода, азота, аргона на месте потребления. Обеспечивает получение абсолютно сухого газа. Автоматически поддерживает температуру газа в пределах (293 ± 10) К. Безопасна в работе, обслуживается одним человеком. Наличие насоса погружного типа обеспечивает постоянную готовность установки к работе. Газификация жидкости осуществляется непрерывно. Оборудование установки смонтировано на платформе автомобиля и защищено фургонем.

Газификационная установка (рис. 176) состоит из транспортного резервуара 2, насоса 4, испарителей 1, 3, электрощита и узла раздачи газа потребителям. Транспортный резервуар 2 снабжен специальной горловиной для погружения в него насоса 4. Изоляция резервуара вакуумно-порошковая. Насос 4 однолинейный, одноступенчатый, вертикальный, плунжерный, погружного типа с щелевым уплотнением. Испаритель 1 — змеевик, помещенный в стальной кожух, — заполнен водой. Кожух испарителя двухстенный с изоляционной прослойкой из мипоры. На передней панели электрощита смонтированы пусковая и защитная аппаратура и щит приборов 5. Газификаторы различаются производительностью и давлением газа.

Технико-экономическая эффективность газификации. Увеличение потребности промышленности в криогенных продуктах требует совершенствования методов снабжения этими продуктами в зависимости от условий их применения. Оценка экономической эффективности различных способов обеспечения промышленных предприятий криогенными продуктами показывает, что наибольшее число потребителей целесообразно обеспечивать жидкими криогенными продуктами с последующей их газификацией. Снабжение жидким кислородом, азотом и аргоном с последующей газификацией на месте потребления, по сравнению с перевозкой газа в стальных баллонах высокого давления, увеличивает загрузку транспорта в 4 ... 5 раз. Расчеты и опыт эксплуатации показал, что перевозка жидкого гелия в автоцистернах с последующей его газификацией намного экономичнее перевозки его на железнодорожных платформах в баллонах высокого давления.

ОСНОВЫ РАСЧЕТА И ПРОЕКТИРОВАНИЯ АППАРАТОВ БЛОКОВ РАЗДЕЛЕНИЯ ВОЗДУХА И КРИОГЕННЫХ УСТАНОВОК

§ 1. ОСОБЕННОСТИ РАСЧЕТА ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК, ОЖИЖИТЕЛЕЙ И РЕФРИЖЕРАТОРОВ

Для контроля правильности расчетов процессов и аппаратов криогенных систем составляются уравнения тепловых балансов, в которые входят значения удельных энтальпий смесей разных концентраций. Используемые при расчетах диаграммы $T-S$ для азота, кислорода, воздуха не согласованы по энтальпиям, т. е. начало отсчета энтальпий в каждой из диаграмм принимается произвольно.

Для согласования энтальпий вычисляют поправку. Удельную энтальпию (кДж/кг) бинарной смеси определяют из следующих выражений:

для жидкой смеси

$$i_x = xi_1 + (1 - x) i_2 \pm q_x, \quad (83)$$

для газообразной смеси

$$i_y = yi_1 + (1 - y) i_2 \pm q_y, \quad (84)$$

где x, y — концентрация одного из компонентов в жидкой и газообразной смеси; i_x, i_y — удельные энтальпии жидкой и газовой смеси; i_1, i_2 — удельные энтальпии чистых компонентов в жидкой и газовой смесях.

При изменении удельных энтальпий чистых компонентов на Δi_1 и Δi_2 удельная энтальпия в новой системе отсчета

$$i'_x = (i_1 + \Delta i_1) x + (i_2 + \Delta i_2) (1 - x) \pm q_x; \quad (85)$$

$$i'_y = (i_1 + \Delta i_1) y + (i_2 + \Delta i_2) (1 - y) \pm q_y. \quad (86)$$

Вычтя из (85) и (86) равенства (83) и (84) соответственно, получим поправку для удельных энтальпий жидкой и газовой смесей

$$\Delta i_x = i'_x - i_x = x \Delta i_1 + (1 - x) \Delta i_2; \quad (87)$$

$$\Delta i_y = i'_y - i_y = y \Delta i_1 + (1 - y) \Delta i_2. \quad (88)$$

Контроль теплового баланса в кислородных и криогенных установках можно осуществлять двумя способами, подробно изложенными в работе [4]. При I способе за базу отсчета удельных энтальпий принимают значения удельных энтальпий диаграммы $i-x$ и с ними согласовывают значения удельных энтальпий по другим диаграммам, получая для каждого компонента постоянные поправки. При II способе в уравнение теплового баланса для каждой точки подставляют разность между удельной энтальпией этой точки и некоторой точки А,

параметры которой (температура и давление) одинаковы для всех диаграмм, например состояние газа на выходе из аппарата.

Влияние аргона на процесс ректификации. Несмотря на незначительное по сравнению с азотом и кислородом содержание аргона в воздухе, его влияние на процесс ректификации следует учитывать. Особенно это необходимо при расчетах колонн двукратной ректификации при получении продуктов разделения высокой чистоты в установках высокого, среднего и низкого давлений (см. гл. IV).

Расчеты показывают, что, относя аргон к кислороду или азоту, нельзя получить одновременно оба продукта высокой чистоты. Если аргон из установки выводится с кислородом, то концентрация последнего не превысит 95 %, а если с азотом, то концентрация азота будет не более 88,7 %. Чистота продуктов разделения, применяемых в промышленности, указана в табл. 4.

Т а б л и ц а 4

Продукт	Номер стандарта	Чистота продукта (%) по сортам			
		Высший	Первый	Второй	Третий
Кислород жидкий и газообразный	ГОСТ 6331—78	—	99,7	99,5	—
Азот жидкий и газообразный	ГОСТ 9293—74	99,994	99,6	99,0	97,0

Для уменьшения влияния аргона на чистоту получаемых кислорода и азота его в виде аргонной фракции выводят из концентрационной или отгонной части колонны, где фракция имеет максимальную концентрацию по аргону 8 ... 10 %.

На рис. 177 показано распределение аргона, кислорода и азота на тарелках верхней колонны установки КЖАЖААрж-6 (см. рис. 129). Концентрация аргона в паре увеличивается по мере удаления от конденсатора и достигает максимума (10 ... 12 %) на уровне между 31-й и 32-й тарелками. Концентрация кислорода в паре в этой части колонны 87,5 ... 89,5 %, азота — 0,4 ... 0,6 %. Расчет процесса ректификации в этом случае следует вести по диаграммам тройной смеси кислород—аргон—азот. В расчетах колонн двукратной ректификации с отбором аргонной фракции необходимо принимать во внимание факторы, влияющие на распределение компонентов по высоте колонны и связанные с количеством и качеством получаемого аргона, азота и кислорода.

Учитывая влияние аргона на процесс ректификации нижней колонны, рекомендуется вводить кубовую жидкость в более низкое сечение, соответствующее содержанию кислорода 60 ... 70 %. В этом случае число тарелок будет минимальным. Число тарелок также следует определять с помощью диаграммы тройной смеси. В установках с извлечением аргона необходимо создать максимальное его накоп-

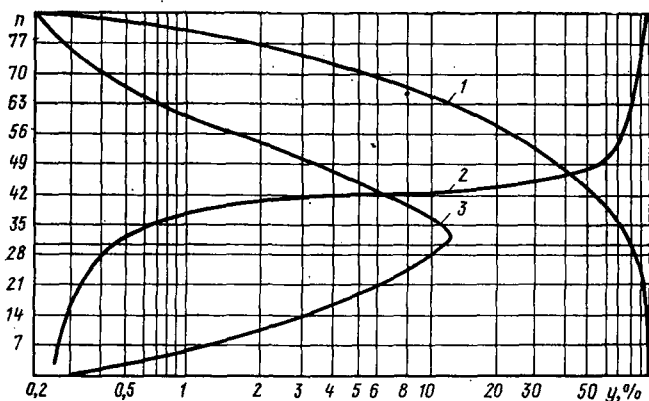


Рис. 177. Распределение аргона, азота и кислорода в паре на тарелках верхней колонны установки КЖАЖААрш-6:

1 — кислород; 2 — азот; 3 — аргон

ление в верхней колонне при минимальных потерях. При отборе аргонной фракции концентрация аргона в азоте резко снижается и заметно уменьшается накопление аргона из-за уменьшения концентрационных напоров колонны. Это обстоятельство, а также стремление отбирать фракцию с максимальным содержанием аргона требует ввода кубовой жидкости в более высокое сечение, чем у аппаратов без отвода аргонной фракции.

Определение основных размеров ректификационных колонн. Диаметр колонны зависит от расходов потоков пара и жидкости в сечении колонны. Высота колонны определяется расстоянием между тарелками на каждом участке колонны, их числом и размерами конструктивных элементов.

В нашей стране обычно применяют ситчатые тарелки, поэтому в дальнейшем будем рассматривать только их. Для определения действительного числа тарелок на каждом участке колонны необходимо графически (или аналитически) определить теоретическое число тарелок (см. гл. II) и принять коэффициент эффективности разделительного действия (КПД) тарелки. Этот коэффициент зависит от многих факторов и определяется для данных условий исходя из опытных данных. Необходимо иметь в виду, что в связи с изменением массы жидкости и пара по высоте участка колонны, а также давления и температуры, если размеры тарелок на участке и расстояние между тарелками остаются неизменными, меняются гидравлические условия работы тарелок. Поэтому размеры тарелок и расстояния между ними на каждом участке определяют, исходя из условий работы тарелок в сечении колонны, где может происходить неустойчивый гидравлический режим (возможность захлебывания тарелки, переброс пены с тарелки на тарелку). Затем проверяют работу тарелки в сечении, где существует устойчивый гидравлический режим (отсутствие возможности захлебывания и переброса пены). Если получается, что в этом сечении тарелка работает в гидравлически

Рис. 178. Определение плотности парообразного кислорода смеси $O_2 + N_2$ по правилу аддитивности

нормальном режиме, то считают, что на данном участке каждая тарелка обеспечивает устойчивый процесс разделения. Расчетный режим должен определяться работой тарелки при скоростях потоков жидкости и пара, заметно превышающих скорость, при которой вся тарелка вступает в работу, и заметно меньших, чем те, при которых происходит захлебывание тарелки. В этом случае имеется возможность увеличения производительности аппарата и уменьшения влияния на стабильность процесса разделения колебаний производительности компрессоров в зависимости от температуры воздуха на входе в них.

При определении плотности смеси в состоянии сухого насыщенного пара или насыщенной жидкости пользуются методом аддитивности (сложения) исходя из плотности чистых компонентов. Учитывая, что концентрация смеси в диаграммах выражается в объемных (мольных) долях, потоки задают также в этих единицах. Поэтому для определения массы потока необходимо знать массу 1 м^3 смеси данного состава в нормальных условиях. Масса (кг) одного моля азотно-кислородной смеси, концентрация x которой задана по низкокипящему компоненту, численно равная ее молекулярной массе, может быть найдена из выражения

$$\mu_x = x \cdot 28 + (1 - x) \cdot 32. \quad (89)$$

Плотность смеси при $T = 273 \text{ К}$ и $p = 0,1 \text{ МПа}$

$$\rho_{\text{см}} = \mu_x / 22,4 \text{ кг/м}^3. \quad (90)$$

Например, задана азотно-кислородная смесь в состоянии сухого насыщенного пара (точка H , рис. 178) с концентрацией y , давлением p и температурой $T_{\text{см}}^{\text{нас}}$. Необходимо определить ее плотность $\rho_{\text{см}}$. Азот, входящий в смесь, находится в условном состоянии «перегретого» пара температурой $T_A > T_{\text{см}}^{\text{нас}}$, кислород — в условном состоянии «перехолажденного» пара температурой $T_K < T_{\text{см}}^{\text{нас}}$. Для определения плотности кислородного пара ρ_K в системе координат p — T наносим значения параметров p и T точек 1, 2, 3 и экстраполируем кривую $p = \text{const}$ до температуры T_K (точка a , рис. 178). Плотность азотного пара ρ_A соответствует абсциссе точки b .

Плотность смеси определяем с учетом формул (89) и (90):

$$\rho_{\text{см}} = [y \cdot 28 + (1 - y) \cdot 32] \left[\frac{y \cdot 28}{\rho_A} + \frac{(1 - y) \cdot 32}{\rho_K} \right]^{-1}. \quad (91)$$

Если дана азотно-кислородная смесь в состоянии насыщенной жидкости с концентрацией x , давлением p и температурой $T_{\text{см}}^{\text{нас}}$, то для нахождения ее плотности $\rho_{\text{см}f}$ пользуются уравнением

$$\rho_{\text{см}f} = [x \cdot 28 + (1 - x) 32] [x \cdot 28/s_{Af} + (1 - x) 32/\rho_{Kf}]^{-1}. \quad (92)$$

Диаметр (м) колонны с кольцевыми тарелками

$$D_K = \sqrt{\frac{4Me^2}{3600\rho_{\text{см}}\pi\omega(e^2 - 1)}}, \quad (93)$$

где $e = D_K/D_{\text{вст}}$ — отношение диаметра колонны к диаметру вставки (принимают 2, 4 ... 3); M — масса пара, проходящего через сечение колонны, кг; $\rho_{\text{см}}$ — плотность пара, кг/м³; ω — скорость пара, отнесенная к свободному сечению колонны (принимают для верхних колонн 0,3 ... 0,8 м/с в концентрационной части и 0,25 ... 0,5 м/с в отгонной части, для нижних колонн 0,1 ... 0,35 м/с).

Эти данные относятся к воздухоразделительным установкам производительностью более 200 кг/ч кислорода. При меньшей производительности установок скорость пара принимают меньше, чем указано выше. С увеличением производительности скорость пара растет, с уменьшением — падает.

Для упрощения конструирования нижних и верхних ректификационных колонн используют нормализованные размеры, мм;

Нижняя колонна:

диаметр корпуса 200 300 400 600 750 1100 1180 2000 2400 2800
3000 3700

диаметр обечайки 200 300 400 500 700 1000 1700 1800 2200 2600
2800 3600

расстояние между тарелками 60 60 80 80 80 90 100 100 100 120 120 160

Верхняя колонна:

диаметр обечайки 200 300 400 500 700 850 1000 1200 1400 1800
2200 2600 2800 3200 3700

расстояние между тарелками 60 60 60 80 80 90 90 90 90 100 100 120 120
120 160

Площадь ректификационной тарелки, м²,

$$F_T = M/(3600\rho_{\text{см}}\omega). \quad (94)$$

Площадь, м², переливного устройства в зависимости от типа (см. рис. 154) выбирают в пределах

$$f_{\text{пер}} = (1/8 \dots 1/6) F_T. \quad (95)$$

При расположении отверстий тарелки в шахматном порядке по сторонам шестиугольника их площадь, м²,

$$f_0 = 0,91 (d_0/t)^2 (F_T - f_{\text{пер}}), \quad (96)$$

где d_0 — диаметр отверстия; t — шаг между отверстиями.

Для воздухоразделительных колонн применяют тарелки с $d_0 = 0,8 \dots 0,9$ мм; $t = 3,25$ мм. В очень крупных аппаратах для уменьшения сопротивления потоку принимают $d_0 = 1,3$ мм. Обычно

перфорированная часть занимает $7/8 \dots 5/6$ всей площади F_T . Средняя скорость паров в отверстиях, м/с,

$$\omega_0 = M/(3600\rho_{\text{см}}f_0). \quad (97)$$

Чтобы все сечение тарелки работало, скорость пара в отверстиях должна быть больше некоторой минимальной скорости $\omega_{0 \text{ min}}$, зависящей от отношения объема жидкости, стекающей по тарелкам колонны (через сливные устройства), к периметру сливного порога и количеству сливных устройств. Это отношение, называемое напряженностью слива ($\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$), определяется уравнением

$$j = M_f/(b_c u \rho_f) = 2M_f/(D_K u (e - 1) \rho_f), \quad (98)$$

где b_c — периметр сливного порога, м; u — число переливных устройств.

В формуле (98) диаметр корпуса колонны D_K соответствует наружному диаметру тарелки только для нескольких рекомендуемых размеров колонны, при больших диаметрах колонн наружному диаметру тарелки соответствует диаметр обечайки (см. табл. 4).

От напряженности слива и от высоты сливной перегородки z_1 (см. рис. 154) зависит падение статического давления жидкости на тарелке, Па:

для $j \leq 30 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$

$$\Delta h = (8,34z_1 + 4,61h_1) \rho_f; \quad (99)$$

для других случаев

$$\Delta h = 9,81 [(1 - k_n) z_1 + \sqrt[3]{k_n} h_1] \rho_f, \quad (100)$$

где $k_n = \rho_n/\rho_f$ — относительная плотность пены на тарелках, для колонн разделения воздуха $k_n \approx 0,15$.

Напор жидкости у сливной перегородки, м,

$$h_1 = \sqrt[3]{j^2/m^2}, \quad (101)$$

где m — коэффициент расхода, $\text{м}^{1/2}/\text{ч}$, при $j \leq 5 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ $m = 6400$, при $j > 10 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ $m = 10\,000$, для промежуточных значений j принимают промежуточные значения m .

После определения Δh находят $\omega_{0 \text{ min}}$, м/с,

$$\omega_{0 \text{ min}} = 0,67 \sqrt{2 \Delta h / (\xi \rho_{\text{см}})}. \quad (102)$$

где ξ — коэффициент сопротивления тарелки. Для тарелок воздухоразделительных колонн с отношением $f_0/F_T = 0,12$ $\xi \approx 1,83$.

Если найденное значение $\omega_{0 \text{ min}} < \omega_0$, то пар пойдет по всем отверстиям тарелки, в этом случае расчет можно продолжать. Если $\omega_{0 \text{ min}} > \omega_0$, то тарелка будет работать неустойчиво, в этом случае необходимо менять ее конструкцию, размеры.

Расстояния между тарелками определяют из условий нормального перетока жидкости с тарелки на тарелку, без захлебывания колонны и без межтарельчатого уноса пены. Расчет начинают с вычисления оптимальной высоты наиболее суженного сечения пере-

Таблица 5

Тип переливного устройства (см. рис. 154)	δ	ϵ
I	1,34	3,6
II	1,14	3,3
III	0,95	2,44
IV	0,915	2,08

ливного устройства (см. рис. 154), которое обеспечивает минимальное расстояние между тарелками;

$$s_{\text{опт}} = \delta h_{\text{кр}}, \quad (103)$$

где δ — опытный коэффициент, зависящий от типа переливного устройства (табл. 5); $h_{\text{кр}}$ — критическая глубина потока жидкости, м,

$$h_{\text{кр}} = \sqrt[3]{0,102j^2}. \quad (104)$$

При $s_{\text{опт}}$ минимальное расстояние между тарелками (см. рис. 154), обеспечивающее нормальную работу переливного устройства, находят из уравнения

$$L_{\text{min}} = 1,25 \left(\delta h_{\text{кр}} + 0,95a_T + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f g} - z_1 \right), \quad (105)$$

где ϵ — коэффициент, зависящий от типа переливного устройства (см. табл. 5); a_T — высота начального гидрозатвора (см. рис. 154), принимают 5 ... 10 мм; Δp_T — сопротивление тарелки прохождению пара,

$$\Delta p_T = \Delta p_d + \Delta p_{\text{ст}} + \Delta p_{\sigma}; \quad (106)$$

Δp_d — динамическое сопротивление тарелки без жидкости, Па,

$$\Delta p_d = \xi \omega_d^2 \rho_{\text{см}} / 2; \quad (107)$$

$\Delta p_{\text{ст}}$ — статическое сопротивление столба жидкости, которое нужно преодолеть пару, проходящему через отверстия тарелки, Па,

$$\Delta p_{\text{ст}} = (0,195h_1 + 0,691h_1^2) \rho_f g; \quad (108)$$

Δp_{σ} — перепад давлений, необходимый для преодоления паром сил поверхностного натяжения жидкости, Па,

$$\Delta p_{\sigma} = 4\sigma/d_0; \quad (109)$$

σ — коэффициент поверхностного натяжения жидкости, Н/м.

Динамическое сопротивление Δp_d сухой тарелки можно определить по графику (рис. 179). В выражении (108) $0,195z_1$ — статическое давление столба жидкости перед сливной перегородкой; $0,691h_1$ — статическое давление столба пены над сливной перегородкой, которое зависит от напряженности слива, его можно определить по графику (рис. 180). Для остальных участков колонны в зависимости от типа переливного устройства (см. рис. 154) расстояние между тарелками определяется из уравнений:

для типа I

$$L = 1,25 \left[0,95z_2 - z_1 + 1,68h_{\text{кр}} + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f} + 1,16h_{\text{кр}}^3 / (z_2 - a_T)^2 \right]; \quad (110)$$

для типа II

$$L = 1,25 \left[0,95z_2 - z_1 + 1,68h_{\text{кр}} + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f} + 0,7h_{\text{кр}}^3 / (z_2 - a_T)^2 \right]; \quad (111)$$

для типа III

$$L = 1,25 \left[1,71z_2 - z_1 - 0,76h_{кр} + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f} + 0,73h_{кр}^3 / (z_2 - a_r)^2 \right]; \quad (112)$$

для типа IV

$$L = 1,25 \left[2,16z_2 - z_1 - 1,2a + 0,95 \frac{\Delta p_T}{\rho_f} + 0,083h_{кр}^3 / (z_2 - a_r)^2 \right]. \quad (113)$$

Определение расстояния между тарелками из условия отсутствия межтарельчатого переброса пены. Для колонн воздухоразделительных установок высота слоя пены

$$H = z_1 + 3,53h_1. \quad (114)$$

Расстояние между тарелками, при котором отсутствует переброс пены, определяют из условия

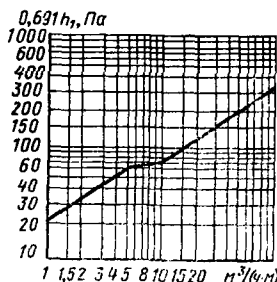
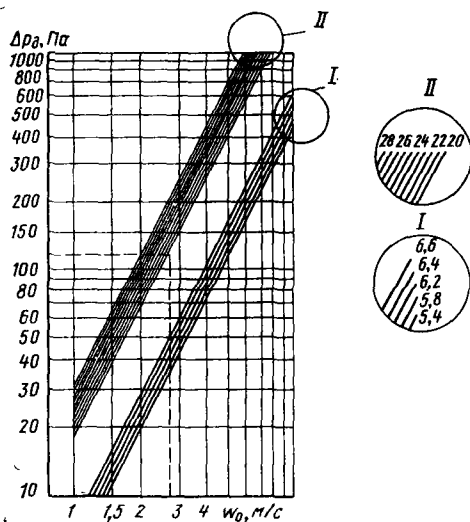
$$H_T \geq L \text{ или } H_T \geq H + c,$$

где c — расстояние между границей пены и вышележащей тарелкой, м, для воздухоразделительных колонн $c = 15 \dots 20$ мм при скорости пара в верхней колонне 0,3 м/с, в нижней колонне 0,1 м/с; с увеличением скорости значение c увеличивают.

Определение основных размеров конденсаторов-испарителей. Трубчатые конденсаторы-испарители изготавливают двух типов: с кипением кислорода в межтрубном и конденсацией азота в трубном пространстве; с кипением кислорода в трубках и конденсацией азота в межтрубном пространстве. У конденсаторов-испарителей с межтрубным кипением кислорода длина трубок не превышает 1 ... 1,2 м, так как при большой высоте на кипение кислорода отрицательно влияет статический напор жидкости. В конденсаторах-испарителях с кипением кислорода внутри трубок образуется парожидкостная смесь с меньшей плотностью по сравнению с жидкостью, в результате чего

Рис. 179. Зависимость динамического сопротивления тарелки от скорости пара в отверстиях тарелки для различных значений плотности газа в колонне

Рис. 180. Зависимость величины $0,691h_1$ от сливной перегородки



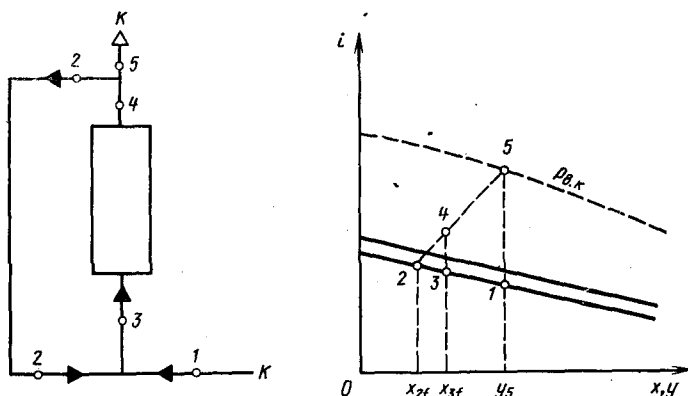


Рис. 181. Потoki жидкости и пара в конденсаторе с внутритрубным кипением жидкости

влияние статического столба жидкости на процесс кипения уменьшается. Это позволяет принять высоту трубок до 2,5 ... 3 м.

При проектировании конденсаторов-испарителей учитывают два обязательных условия взрывобезопасной работы: смачивание кипящей жидкостью всей теплообменной поверхности конденсатора-испарителя с внутритрубным кипением, обеспечение циркуляции кипящей жидкости.

На рис. 181 для случая с внутритрубным кипением показаны потоки жидкости, входящие в аппарат и выходящие из него. Жидкий кислород состояния 1 из сборника колонны смешивается с циркуляционным потоком состояния 2 (концентрация x_2), сливающимся после отделения от пара состояния 5 в верхней части аппарата и поступающего в трубное пространство аппарата. Оба потока имеют одинаковое давление $p = p_{в.к} + \Delta p$, которое равно давлению пара в верхней части аппарата плюс давление столба светлой жидкости. Процесс кипения начинается при достижении состояния насыщения 3 и заканчивается в состоянии 4. Температура кипения жидкого кислорода в верхнем сечении трубок равна T_5 , т. е. самой высокой температуре кипения жидкости концентрации x_5 при $p_{в.к}$. Концентрация циркулирующей жидкости с массой m_{kf} зависит от кратности циркуляции

$$n_{ц} = (m_{kf} + K_f)/K.$$

Кратность циркуляции определяют по экспериментальным графическим зависимостям $n_{ц} = f(q, H', d_{вн}, l_{тр}/d_{вн})$ [8],

где q — удельная тепловая нагрузка конденсатора, Вт/(м²·К); $H' = h/l_{тр}$ — кажущийся уровень жидкости в трубках, отнесенный к общей высоте трубы, мм; $l_{тр}$ — длина (высота) трубы, м; h — абсолютная высота уровня жидкости, м; $d_{вн}$ — внутренний диаметр трубы, м.

Концентрацию жидкой смеси, поступающей в трубку, определяют по формуле

$$x_{3f} = [(n_{ц} - 1)x_{2f} + y_5]/n_{ц}. \quad (114a)$$

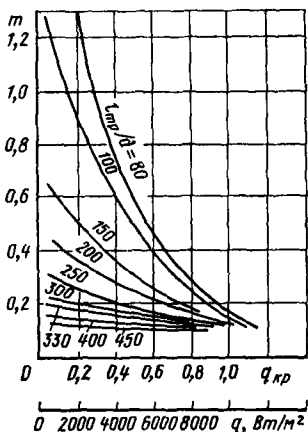
Рис. 182. Зависимость $m = f(l_{тр}/d, q)$

На основании исследования [8] кипения жидких продуктов разделения воздуха при давлениях, близких к атмосферному, получена формула для определения среднего коэффициента теплоотдачи

$$Nu = 0,1Pr^{0,35}W^{0,7}H'^{-m}, \quad (115)$$

где $Nu = \frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{\sigma}{\rho_f - \rho} \right)^{0,5}$ — число Нуссельта;

$W = 4q(l_{тр}/d)^{0,65} \left(\frac{\sigma}{\rho_f - \rho} \right)^{0,5} / (rvr)$ — аналог числа Рейнольдса при кипении в трубках; $Pr = \nu/a'$ — число Прандтля; α — средний коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); λ — коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К); m — показатель степени, определяется в зависимости от q и $l_{тр}/d$ по графику на рис. 182; r — скрытая теплота парообразования, Дж/кг; a' — коэффициент температуропроводности, м²/с; ν — кинематическая вязкость, м²/с.



Если криогенная жидкость кипит между трубок, то в уравнение безразмерных параметров (115) в качестве определяющего размера вводится эквивалентный диаметр межтрубного пространства $d_{эжв} = \sqrt{1,27l^2 - d_{нар}^2}$, где l — шаг трубок, м; $d_{нар}$ — наружный диаметр трубок, м.

Авторами работы [8] при исследовании процесса конденсации в зависимости от тепловой нагрузки и длины трубок установлены три режима.

Для первого режима при $Re' \leq 8 \cdot 10^{-14} m_{kf}/\nu^2$

$$\alpha_{конд} = 1,06 \cdot 10^8 \lambda \left(\frac{Re'}{m_{kf}/\nu} \right)^{7/25}, \quad (116)$$

где $Re' = ql_{тр}/(rvr)$ — число Рейнольдса для стекающей пленки конденсата.

Для второго режима (режим ламинарного стекания пленки) при

$$8 \cdot 10^{-14} m_{kf}/\nu^2 < Re' < Re'_{кр} = 6,22 \cdot 10^{-5} Ga^{0,24} \quad (117)$$

коэффициент теплоотдачи определяют из формулы

$$Nu = (Re'/Ga)^{-0,333}, \quad (118)$$

где $Ga = m_{kf}l_{тр}/\nu^2$ — число Галилея.

Для третьего режима при $Re' > Re'_{кр}$, т. е. для процесса конденсации при больших тепловых нагрузках и турбулентном движении жидкости в трубках, коэффициент теплоотдачи определяется из уравнения

$$Nu = 0,01Ga^{0,413}. \quad (119)$$

При расчетах конденсаторов-испарителей возможны две задачи: 1) спроектировать конденсатор-испаритель по заданной тепловой нагрузке и параметрам потоков, 2) проверить работоспособность реального конденсатора-испарителя, т. е. определить температурный

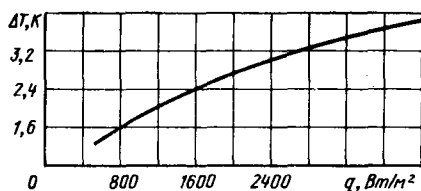
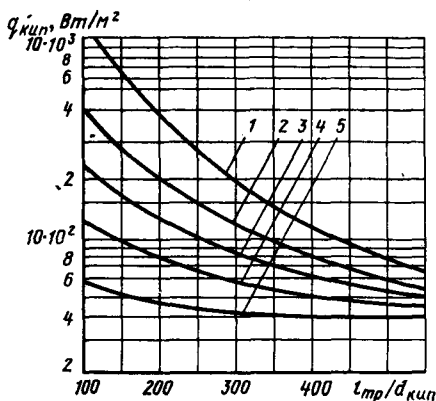


Рис. 183. Ориентировочная зависимость разности температур в конденсаторе от тепловой нагрузки

Рис. 184. Зависимость тепловых нагрузок при кипении кислорода в трубах от H и $l_{тр}/d_{кип}$:

1 — $H = 0,3$; 2 — $H = 0,4$; 3 — $H = 0,5$;
4 — $H = 0,6$; 5 — $H = 0,9$



напор, необходимый для передачи стенке заданной теплоты от кипящей и испаряющейся жидкости при известной поверхности теплообмена.

Для решения первой задачи порядок расчета следующий.

1. По заданным параметрам кипящего кислорода и конденсирующегося азота по диаграммам $i-x$, $T-S$ находим температуру кипения $T_{кип}$ и конденсации $T_{конд}$.

2. Определяем температурный напор в верхнем сечении конденсатора-испарителя $\Delta T_{верх} = T_{конд} - T_{кип}$.

3. По рис. 183 определяем приблизительное значение удельной тепловой нагрузки $q_{кип}$, а по рис. 184 — относительный кажущийся уровень жидкости H' , зависящий от отношения $l_{тр}/d_{кип}$ и $q_{кип}$. При $H' = 0,6 \dots 0,5$ $q_{кип} \geq 1000 \dots 1200$ Вт/м². Если жидкость кипит в межтрубном пространстве, при расчете используем отношение $l_{тр}/d_{экв}$.

4. Температурную депрессию δT , т. е. влияние слоя жидкости на разность между средним температурным напором $\Delta T_{кип}$ и температурным напором в верхнем сечении трубы $\Delta T_{верх}$, определяем по формуле

$$\delta T = 0,5 T_{кип} H' l_{тр} \rho_f / (0,102 r_p). \quad (120)$$

5. Определяем средний температурный напор

$$\Delta T = \Delta T_{верх} - \delta T.$$

6. По формуле (117) для заданной высоты трубы находим характерную область процесса

$$8 \cdot 10^{-14} m_{kf} / v^2 < \frac{q_{конд} l_{тр}}{r_p f v} < 6,22 \cdot 10^5 \left(\frac{v}{m_{kf} f^3 r_p} \right)^{0,24}. \quad (121)$$

Значения m_{kf}/v^2 , $r_p f v$ определяем по графикам (рис. 185 и 186), при этом в качестве определяющей принимаем среднеарифметическую температуру

$$T = (T_{кип} + \Delta T)/2. \quad (122)$$

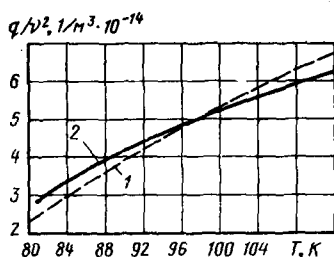


Рис. 185. Зависимость q/v^2 от температуры жидких кислорода (1) и азота (2)

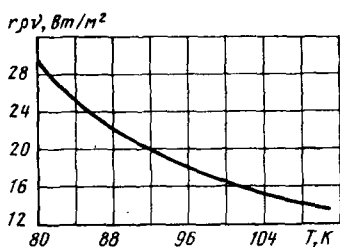


Рис. 186. Зависимость rpv от температуры жидкого азота

7. На основании характера режима конденсации выбираем формулу для расчета температурного напора между стенкой и конденсирующимся паром

$$\Delta T_{\text{конд}} = \frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{\lambda} \left(\frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{r \rho_f v} \frac{1}{m_{kf} / (v^2 l_{\text{тр}}^3)} \right)^{1/3}, \quad (123)$$

если

$$\frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{r \rho_f v} > 6,22 \cdot 10^5 \left(\frac{v^2}{m_{kf} l_{\text{тр}}} \right)^{0,25}, \quad (123a)$$

то температурный напор

$$\Delta T_{\text{конд}} = 77 \frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{\lambda} \left(\frac{v^2}{m_{kf} l_{\text{тр}}} \right)^{0,413}. \quad (124)$$

8. Средний температурный напор между кипящей жидкостью и стенкой определяем по уравнению

$$\Delta T_{\text{кип}} = 2,16 q_{\text{кип}}^{0,3} (l_{\text{тр}} / d_{\text{кип}})^{-0,45} H^{*m}. \quad (125)$$

Эта формула справедлива, если $500 < q_{\text{кип}} < 3 \cdot 10^4$ и $l_{\text{тр}} / d_{\text{кип}} > 80$. Если отношение $l_{\text{тр}} / d_{\text{кип}} < 80$, то его берут равным 80, а если жидкость кипит в межтрубном пространстве, то используют отношение $l_{\text{тр}} / d_{\text{экв}}$. При $H' > 0,7$, $l_{\text{тр}} / d_{\text{кип}} > 400$ и $q_{\text{кип}} \geq 0,1 q_{\text{кр}}$ влияние H^{*m} на $T_{\text{кип}}$ исчезает и формула (125) принимает вид

$$\Delta T_{\text{кип}} = 2,16 q_{\text{кип}}^{0,3} (l_{\text{тр}} / d_{\text{кип}})^{-0,45}. \quad (126)$$

9. Для определения удельной тепловой нагрузки $q_{\text{кип}}$ строим график (рис. 187) по формулам (123)–(125), исходя из условия равенства удельной тепловой

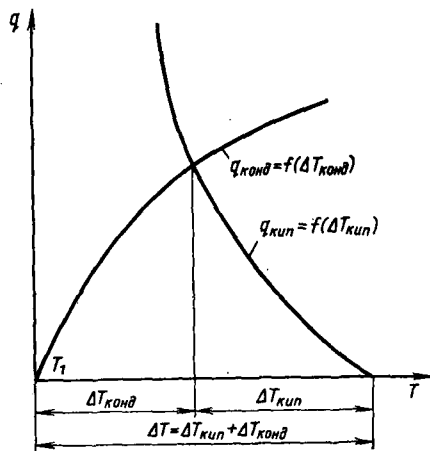


Рис. 187. Графическое определение температуры стенки конденсатора-испарителя и теплового потока через стенку

нагрузки со стороны конденсирующегося азота и кипящего кислорода. На оси абсцисс откладываем $\Delta T = \Delta T_{\text{конд}} + \Delta T_{\text{кип}}$ и строим кривые $d_{\text{конд}} q_{\text{конд}} = f(\Delta T_{\text{конд}})$ и $d_{\text{кип}} q_{\text{кип}} = f(\Delta T_{\text{кип}})$. Точка пересечения кривых определяет удельную тепловую нагрузку и перепады температур $\Delta T_{\text{конд}}$ и $\Delta T_{\text{кип}}$.

10. Определяем поверхность теплообмена $F_{\text{кип}} = Q/q_{\text{кип}}$, где Q — тепловая нагрузка конденсатора-испарителя. С учетом того, что в конденсаторах-испарителях с кипением кислорода в трубках часть внешней поверхности труб залита жидким азотом на высоту h_A , поверхность теплообмена определим по формуле

$$F'_{\text{кип}} = F_{\text{кип}} (1 + h_A/l_{\text{тр}}), \quad (127)$$

где $h_A/l_{\text{тр}}$ принимаем до 0,15.

11. Число трубок в конденсаторе-испарителе

$$N = F'_{\text{кип}} / (\pi d_{\text{кип}} l_{\text{тр}}). \quad (128)$$

12. Определяем массу циркулирующей жидкости, выносимую из трубок вместе с паром за 1 с, кг,

$$m_{\text{кф}} = m_{\text{тр}f} - m_{\text{исп}f}, \quad (129)$$

где $m_{\text{тр}f}$ — масса жидкости, поступающей в трубки на испарение, кг, $m_{\text{тр}f} = \frac{\pi d_{\text{кип}}^2}{4} w_0 \rho_f$; w_0 — скорость циркуляции; для взрывобезопасной работы конденсаторов-испарителей с внутритрубным кипением при размерах трубок $d_{\text{вн}} \approx 9$ мм и $l_{\text{тр}} = 3000$ мм в диапазоне тепловых нагрузок до 2900 Вт/м² скорость циркуляции в каждой трубке принимаем не ниже 0,04 м/с; $m_{\text{исп}f}$ — масса испарившейся жидкости, $m_{\text{исп}f} = \frac{\pi d_{\text{вн}} l_{\text{тр}} N q_{\text{кип}}}{r}$.

13. Находим диаметр центральной циркуляционной трубы

$$d_{\text{ц.тр}} = \sqrt{4 f_{\text{ц}} / \pi},$$

где $f_{\text{ц}}$ — сечение циркуляционной трубы, м², $f_{\text{ц}} = m_{\text{кф}} / (\rho_f w_{\text{ц}})$.

Скорость движения жидкости в циркуляционной трубе принимают $w_{\text{ц}} = (0,7 \dots 1,0) w$, относительную скорость всплытия пузырьков пара в жидкости, движущейся в циркуляционной трубе, определяем по уравнению [10] $\omega = 1,5 \sqrt{\sigma (\rho_f - \rho) g / \rho_f^2}$, где g — ускорение свободного падения, м/с².

При решении второй задачи порядок расчета следующий.

1. Удельные тепловые потоки, Вт/м²,

$$q_{\text{кип}} = Q/F_{\text{кип}} \text{ и } q_{\text{конд}} = Q/F_{\text{конд}} = q_{\text{кип}} \frac{d_{\text{кип}}}{d_{\text{конд}}},$$

где $F_{\text{конд}}$ и $F_{\text{кип}}$ — поверхности теплообмена со стороны конденсации и испарителя, м².

2. По формуле (117) определяем характерную область процесса конденсации.

3. На основании формул (121) или (123, а), (123) или (124) находим температурный напор между конденсирующимся паром и стенкой.

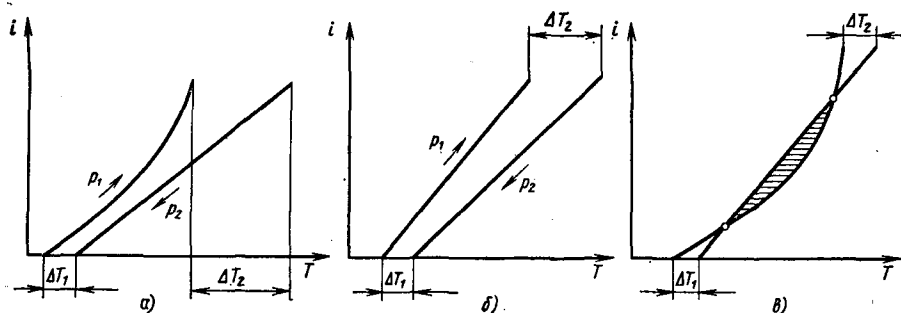


Рис. 188. Изменение энтальпии прямого и обратного потоков в теплообменнике

4. Определяем скорость пара на входе в трубку $\omega_{\text{вх}}$, соответствующую начальному моменту захлебывания при конденсации пара внутри трубок, $\omega_{\text{вх}} = 10a'$. При этом

$$a' = \frac{0,36 - 1,75 (\rho/\rho_f)^{0,135} - \lg \{ \rho / [m_{\text{кф}} \rho_f d_{\text{вн}} (\mu_f \cdot 10^3)^{0,16}] \}}{2},$$

где μ_f — динамическая вязкость жидкости, Па·с.

Действительная скорость

$$\omega_{\text{д}} = 4q_{\text{конд}} l_{\text{тр}} / (r \rho d_{\text{конд}}) \leq 0,8 \omega_{\text{вх}}.$$

5. Определяем относительный кажущийся уровень кипящей жидкости (см. рис. 184).

6. По уравнениям (125), (126) находим средний температурный напор на стороне кипящей жидкости.

7. Температурную депрессию определяем по формуле (120).

8. Находим полный температурный напор $\Delta T_{\text{верх}} = \Delta T_{\text{конд}} + \Delta T_{\text{кип}} + \delta T$.

9. Определяем температуру конденсации азота $T_{\text{конд}} = T_{\text{кип}} + \Delta T_{\text{верх}}$, по диаграмме равновесия кислород—азот [5] находим давление на стороне конденсации.

Тепловой расчет теплообменных аппаратов. Удельная теплоемкость газа прямого потока, движущегося навстречу или параллельно обратному потоку, в значительной степени зависит от температуры, тогда как удельная теплоемкость обратного потока изменяется мало. Если c_p прямого потока изменяется сильно, то изобары, построенные в координатах $i-T$, изменяются нелинейно (рис. 188, а). Если теплоемкости c_p прямого и обратного потоков постоянны, то изобары представляют собой прямые линии (рис. 188, б). В некоторых случаях, когда энтальпия прямого потока очень сильно изменяется, теплообмен между потоками на участке, ограниченном точками пересечения изобар (заштрихованный участок на рис. 188, в), становится невозможным.

Расчет теплообменного аппарата заключается в определении площади поверхности теплообмена

$$F = Q / (k \Delta T_{\text{ср}}), \quad (130)$$

где Q — тепловая нагрузка теплообменника, Вт/ч; k — коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); ΔT_{cp} — средняя разность температур между потоками, К.

Если теплообменник работает в области высоких температур и удельная теплоемкость прямого и обратного потоков остается постоянной по всей длине аппарата, то ΔT_{cp} определяют следующим образом:

$$\Delta T_{cp} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}, \quad (131)$$

где ΔT_1 и ΔT_2 — разность температур между потоками на теплой стороне теплообменника и холодной, К.

При переменной удельной теплоемкости прямого потока формула (131) не верна, причем ошибка тем больше, чем сильнее изменяется удельная теплоемкость газа. Кроме того, формула (131) справедлива только для параллельно движущихся прямого и обратного потоков. В теплообменных аппаратах криогенной техники движение потоков часто бывает перекрестным (витые теплообменники) или сложным. В этих случаях следует пользоваться формулой

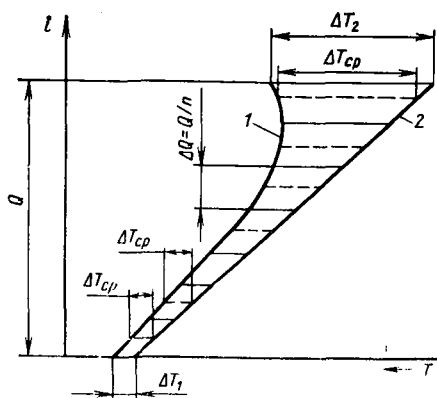
$$\Delta T_{cp} = \psi (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}, \quad (132)$$

где ψ — коэффициент, зависящий от характера движения потоков.

В криогенной технике применяют витые теплообменные аппараты, в которых имеет место многократный перекрестный ток. Если число перекрестных ходов превышает пять, то можно рассматривать движение потока как поступательное (прямоточное или противоточное параллельное обратному потоку). В этом случае $\psi = 1$. Если отношение $\Delta T_1 / \Delta T_2 \leq 1,7$, то среднюю разность перепадов температур определяют, как среднеарифметическую разность:

$$\Delta T_{cp} = (\Delta T_1 + \Delta T_2) / 2. \quad (133)$$

Если удельная теплоемкость потоков зависит от температуры, то ΔT_{cp} определяют при помощи диаграммы $i-T$. Для этого в координатах $i-T$ (рис. 189) наносят изобары для 1 кг прямого (линия 1) и обратного (линия 2) потоков.



Разбиваем весь интервал тепловой нагрузки Q на n участков и для каждого из них находим ΔT_{cp} .

Суммируя обратные величины $\sum_1^n (\Delta T_{cp})^{-1}$ как в работе [9], получим

$$\Delta T_{cp} = n / \sum_1^n \frac{1}{\Delta T_{cp}}. \quad (134)$$

Рис. 189. Определение среднеинтегральной разности температур

Решая совместно уравнения (130) и (134), определяем общую площадь поверхности теплообменника

$$F = \frac{Q}{nk} \sum_1^n \frac{1}{\Delta T_{cp}}.$$

Практически для каждого участка теплообменника ΔT_{cp} можно подсчитывать как среднеарифметическую разность температур.

Коэффициент теплопередачи зависит от режима течения потока (турбулентный или ламинарный) в теплообменнике, а также от конструкции аппарата (прямотрубный теплообменник или витой). В аппаратах воздухоразделительных установок принимают следующие скорости движения потоков газа: для давлений 5 ... 20 МПа $w = 1 \dots 2$ м/с, для 0,6 ... 5,0 МПа $w = 3 \dots 5$ м/с, для 0,1 МПа $w = 10 \dots 20$ м/с.

Скорость потоков жидкости независимо от давления принимают 1 м/с. Коэффициент теплоотдачи внутри прямой трубы при турбулентном течении газа ($Re > 7000$) определяют по уравнению

$$Nu = \alpha d / \lambda = 0,23 Re^{0,8} Pr^{0,4}, \quad (135)$$

где Pr — число Прандтля.

В витых трубах поток газа или жидкости прижимается центробежной силой к внешней стенке, в результате возрастает турбулентность потока и, как следствие, увеличивается коэффициент теплоотдачи. В этом случае

$$Nu = \alpha d / \lambda = 0,23 Re^{0,8} Pr^{0,4} (1 + 1,77 d_{вн} / R), \quad (136)$$

где $d_{вн}$ — внутренний диаметр трубы, м; R — радиус наливки, м.

При ламинарном движении потока газа или жидкости ($Re < 2300$) для определения коэффициента теплоотдачи используют уравнение

$$Nu = \alpha d / \lambda = 1,17 Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1}, \quad (137)$$

где Gr — число Грасгофа.

Для расчета коэффициента теплоотдачи в переходной области от ламинарного течения к турбулентному ($2300 < Re < 7000$) для круглых каналов используют уравнение (135) с поправочным коэффициентом $\epsilon_{пер}$, который определяется из графика (рис. 190).

Для нахождения коэффициента теплоотдачи между обратным потоком и пучком труб можно использовать уравнение (135), только при определении безразмерных параметров Нуссельта и Рейнольдса, определяющим параметром является эквивалентный диаметр пучка труб

$$d_{экв} = \frac{D^2 - Nd_n^2}{D + Nd_n},$$

где D — внутренний диаметр кожуха, м; N — число омываемых трубок; d_n — наружный диаметр трубы, м.

Коэффициент теплоотдачи обратного потока при поперечном обтекании поверхности трубок зависит от взаимного расположения

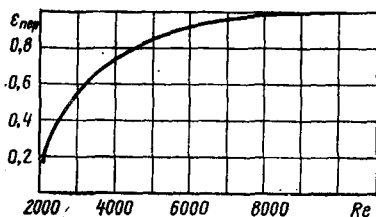


Рис. 190. Зависимость поправочного коэффициента $\epsilon_{\text{поп}}^d$ от числа Рейнольдса

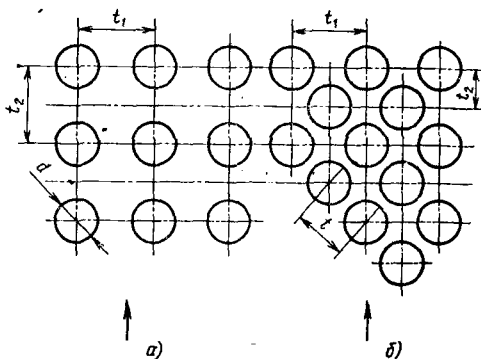


Рис. 191. Схема шахматного и коридорного расположения труб в пучке

трубок и определяется из зависимости чисел Nu , Re и Pr . При коридорном расположении труб в пучке (рис. 191, а)

$$Nu = \alpha d_H / \lambda = 0,23 Re^{0,65} Pr^{0,33}, \quad (138)$$

при шахматном (рис. 191, б)

$$Nu = \alpha d_H / \lambda = 0,41 Re^{0,6} Pr^{0,33}. \quad (139)$$

По уравнениям (138) и (139) находят коэффициенты теплоотдачи для третьего и последующих рядов. Средний коэффициент теплоотдачи для всего змеевика

Таблица 6

t_1/d	t_2/d	Re	C	n
1,1	1,0	1 200—2 800	0,044	0,91
	1,0	2 800—10 000	0,270	0,68
	1,4	2 200—4 000	0,077	0,85
1,2	1,0	2 800—13 000	0,071	0,85
	1,2	2 100—6 000	0,094	0,85
	1,4	2 000—5 000	0,083	0,85
1,4	1,0	4 500—10 000	0,065	0,85
	1,2	3 700—10 000	0,006	1,17
	1,4	3 800—8 500	0,082	0,85

$$\alpha_{\text{ср}} = \frac{\alpha_1 F_1 + \alpha_2 F_2 + \dots + \alpha_m F_m}{F_1 + F_2 + \dots + F_m},$$

где $\alpha_1, \alpha_2, \dots, \alpha_m$ — коэффициенты теплоотдачи первого, второго и т. д. рядов; F_1, F_2, F_m — площади поверхности теплоотдачи рядов.

Коэффициент теплоотдачи в межтрубном пространстве витого теплообменника определяют по формуле

$$Nu = \alpha d_H / \lambda = C Re^n, \quad (140)$$

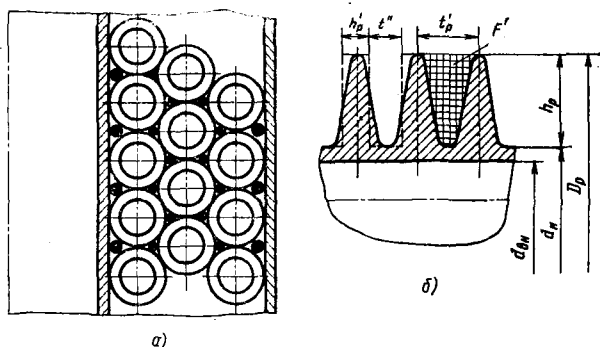
где C и n — коэффициенты для гладкотрубных витых теплообменников, зависящие от относительного шага навивки теплообменника t_1/d перпендикулярно к потоку и числа Рейнольдса (таб. 6); t_1 и t_2 — шаги навивки змеевика (см. рис. 191, а).

Коэффициенты теплопередачи k_1 и k_2 со стороны отдающего теплоту (прямого) и воспринимающего (обратного) потоков определяются из выражений [4], Вт/(м²·К),

$$k_1 = 1 / \left[\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} \frac{d_{\text{вн}}}{0,5(d_{\text{вн}} + d_{\text{нар}})} + \frac{1}{\alpha_2} \right]; \quad (141)$$

$$k_2 = 1 / \left[\frac{1}{\alpha_1} \frac{d_{\text{нар}}}{d_{\text{вн}}} + \frac{d_{\text{вн}}}{0,5(d_{\text{вн}} + d_{\text{нар}})} + \frac{1}{\alpha_2} \right], \quad (142)$$

Рис. 192. Схема навивки теплообменника из оребренных трубок (а) и профиль трубок (б)



где α_1 и α_2 — коэффициенты теплоотдачи от охлаждаемого потока к теплопередающей поверхности и от поверхности к воспринимающему теплоту потоку, Вт/(м²·К); $\lambda_{ст}$ — коэффициент теплопроводности стенки, Вт/(м·К); $\delta_{ст}$ — толщина стенки, м; $d_{вн}$ и $d_{нар}$ — внутренний и наружный диаметры трубки, м.

При конструировании аппаратов криогенной техники, работающих при температурах жидкого водорода и гелия, применяют эффективные витые теплообменники из медных трубок с накатанными ребрами (рис. 192, а, б). Зазоры между слоями обеспечиваются ребрами. Между слоями трубок проложен хлопчатобумажный шнур, улучшающий обтекание трубок потоком газа и увеличивающий коэффициент теплоотдачи (см. рис. 192, а). При определении коэффициента теплоотдачи в межтрубном пространстве витого теплообменника из оребренных труб (поперечное обтекание труб) газовым потоком пользуются формулой (140). Значения эмпирических коэффициентов C и n определяют по табл. 7.

Таблица 7

Диаметр ребра D_p , мм	Шаг/число ребер на длине l м, мм/шт	Коэффициент оребрения	Толщина прокладки, мм	Re	C	n
17,0	2/500	7,15	6/п	470 ... 5090	0,07	0,82
17,0	2/500	7,15	2,0	400 ... 5200	0,059	0,82
14,3	1,85/540	4,75	6/п	500 ... 4500	0,120	0,74
14,3	1,85/540	4,75	2,0	490 ... 4800	0,120	0,74

Примечание. Диаметр несущей поверхности трубы 10 мм, внутренний диаметр трубы 8 мм; средняя толщина ребра 0,4 мм.

В формулу (140) подставляют число Рейнольдса

$$Re = wd_{экр}/\mu,$$

где $d_{экр} = 4b'/F'$ — эквивалентный диаметр проходного сечения, м; b' — периметр площадки $F' = f(t_p', h_p)$ (см. рис. 192, б), м.

Коэффициенты теплопередачи при теплообмене между двумя потоками газа через оребренную поверхность трубки определяют

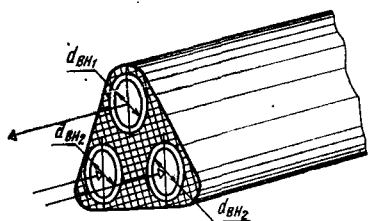


Рис. 193. Конструкция теплообменника из спаянных трубок

по уравнениям (141) и (142), но в этом случае коэффициент теплопередачи от потока газа к оребренной поверхности умножают на коэффициент оребрения ψ , равный отношению площади поверхности оребренной

трубки к площади гладкой трубы с тем же диаметром $d_{\text{пар}}$. В инженерных расчетах сечение ребра можно принять прямоугольной формы (штриховая линия на рис. 192, б, h_p — высота ребра, мм; h'_p — средняя толщина ребра, мм).

При небольших массах прямого и обратного потоков применяют теплообменники типа «труба в трубе». Наиболее эффективно работает такой теплообменник, когда внутри гладкой трубы большого диаметра D_r помещается трубка с короткими спиральными ребрами. Благодаря этому обеспечивается высокий коэффициент теплоотдачи за счет циркуляции потока между ребрами. Коэффициент теплоотдачи при наружном обтекании оребренных труб определяют по формуле

$$Nu = \alpha D_{\text{экв}} / \lambda = 0,039 Re^{0,87} Pr^{0,4} (t_p'' / D_{\text{экв}})^{0,4} (h_p / D_{\text{экв}})^{-0,19},$$

где $D_{\text{экв}} = D_r - D_p$ — эквивалентный диаметр, определяемый размерами кольцевого зазора; t_p'' — расстояние между ребрами в свету; D_r — внутренний диаметр гладкой трубы; D_p — наружный диаметр ребер.

В криогенных установках распространены теплообменники, спаянные между собой припоем, что обеспечивает хороший тепловой контакт между поверхностями труб (рис. 193). Если диаметры $d_{вн1}$ и $d_{вн2}$ отличаются незначительно, т. е. $d_{вн1} \approx d_{вн2}$, то можно считать, что все трубки теплообменника в каждом поперечном сечении имеют одинаковую температуру. Поверхности теплообмена со стороны прямого и обратного потоков различны. Коэффициенты теплопередачи k_1 и k_2 для прямого и обратного потоков газа, проходящих внутри трубок, определяются также по формулам (141) и (142). Если прямой поток идет по одной трубке диаметром $d_{вн1}$ (см. рис. 193), а обратный поток по N трубкам диаметром $d_{вн2}$, то в формулах (141) и (142) вместо α_2 нужно подставить $N\alpha_2$. При расчетах теплообменной аппаратуры воздухоразделительных установок необходимо знать сопротивление аппарата Δp прямому и обратному потокам. Это одна из важных характеристик аппарата. Сопротивление потоку внутри прямых труб определяется трением

$$\Delta p = (\xi_1 \omega^2 / 2) l_{\text{тр}} / d_{вн}, \quad (143)$$

где ξ_1 — коэффициент сопротивления трению.

Коэффициент сопротивления зависит от характера потока:
для турбулентного при $5 \cdot 10^3 < Re < 10^6$

$$\xi_1 = 0,316 / Re^{0,25},$$

при $Re > 1 \cdot 10^5$

$$\xi_1 = 1/(1,82 \lg Re - 1,64)^2;$$

для ламинарного потока

$$\xi_1 = 64/Re.$$

Коэффициент сопротивления змеевика больше, чем прямой трубы:

$$\xi_{зм} = \psi' \xi_1,$$

где ψ' — коэффициент, учитывающий кривизну змеевика, $\psi' = f(R_{зм}/d_{нар})$ (определяют по графику на рис. 194); $R_{зм}$ — радиус змеевика.

В каждом аппарате существуют дополнительные повороты, сужения, расширения, которые создают дополнительные местные сопротивления, их определяют по уравнению

$$\Delta p_m = \xi_m \omega^2 \rho / 2,$$

где ξ_m — коэффициент местного сопротивления.

При расчете сопротивления межтрубного пространства обратному потоку пользуются формулой (143), в которой вместо $d_{вн}$ подставляют эквивалентный гидравлический диаметр $d_{экрв}$. При прохождении обратного потока поперек пучка труб с коридорным расположением сопротивление потоку

$$\Delta p = \left(0,136 \lg \frac{\theta_2}{\theta_1 - 1} + 0,057 \right) c_1 N_1 \rho \omega^2,$$

где $\theta_1 = t_1/D$; $\theta_2 = t_2/D$; c_1 — коэффициент, зависящий от шага по ширине пучка t_1 и глубине t_2 пучка труб, D — наружный диаметр трубы; N_1 — число рядов труб по направлению движения потока.

$$c_1 = \left(\frac{75000}{Re} \lg \frac{\theta_2}{\theta_1 - 1} \right)^{0,25 \lg \frac{\theta_2}{\theta_1 - 1} + 0,1},$$

D — наружный диаметр трубы; N_1 — число рядов труб по направлению движения потока.

При шахматном расположении труб в пучке сопротивление потоку

$$\Delta p = c_2 c_3 (N_1 + 1) Re^{-0,27} \rho \omega^2,$$

где c_2 — коэффициент, являющийся функцией шага по ширине пучка t_1 ; c_3 — коэффициент, являющийся функцией расстояния между центрами труб t (см. рис. 191,б), коэффициенты c_2 и c_3 определяют по графикам (рис. 195).

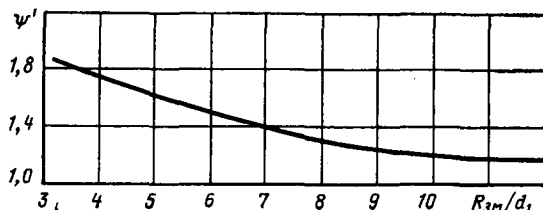


Рис. 194. Коэффициент ψ

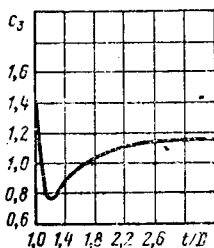
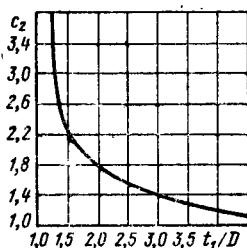


Рис. 195. Коэффициенты c_2 и c_3 при шахматном расположении труб в пучке

Сопротивление межтрубного пространства витого теплообменника

$$\Delta p = (0,53 N_1 / \text{Re}^{0,122}) \omega^2 \rho,$$

сопротивление межтрубного пространства витого теплообменника из оребренных труб

$$\Delta p = (137,5 N_1 / \text{Re}^{0,731}) \omega^2 \rho.$$

Сопротивление потоку вдоль оребренной поверхности в теплообменнике типа «труба в трубе» вычисляют по уравнению (143). Коэффициент сопротивления для этого теплообменника находят по формуле [9]

$$\xi_2 = 1,25 / \text{Re}^{0,24}.$$

§ 2. ОСОБЕННОСТИ РАСЧЕТОВ АДОРБЦИОННОЙ ОСУШКИ И ОЧИСТКИ ГАЗОВ

Ниже рассмотрено применение синтетических цеолитов для осушки и очистки газа и приведен расчет цеолитового блока. Процессы осушки и очистки газов подробно изложены в гл. III. Преимущества цеолитов, применяемых при осушке газов, наглядно демонстрирует табл. 8. В НПО «Криогенмаш» разработаны типы блоков комплексной очистки воздуха, работающие при различных рабочих давлениях и массах очищаемого воздуха (табл. 9). У цеолита NaX самая низкая температура регенерации (см. табл. 10). Одной из основных характеристик адсорбентов является динамическая емкость. Основными характеристиками адсорбентов являются статическая

Таблица 8

Адсорбент	Адсорбционная влагоемкость при $T = 293 \text{ K}$, %			Степень осушки газа — точка росы, K	
	статическая ϵ_c	динамическая ϵ_d	расчетная $\epsilon_d = 0,8$	предельная	в промышленных условиях
Силикагель	≤ 35	25	4—6	213	223
Алюмогель	≤ 20	9	4—5	208	218
Синтетические цеолиты:					
NaX	22	16	10	128	203
NaA	20	14	8	173	198

Таблица 9

Тип блока комплексной очистки	Масса воздуха, кг/ч	Рабочее давление, МПа	Размер сосуда		Число сосудов	Масса цеолита, кг
			диаметр	высота		
ЦБ-120/120	155	12,0	325	1 380	2	115
ЦБ-400/200	516	20,0	377	1 970	2	230
ЦБ-1000/64	1 290	6,4	520	3 000	2	820
ЦБ-1000/200	1 290	20	465	3 790	2	720
ЦБ-2400/64	3 100	6,4	750	4 200	2	2 060
ЦБ-2400/200	3 100	20	465	3 790	6	2 160
ЦБ-22000/32	28 638	3,3	1800	12 000	2	19 000

емкость ϵ_c и динамическая емкость ϵ_d . ϵ_c — максимальная масса примесей, адсорбированная единицей массы адсорбента к моменту достижения равновесия при данных температуре, давлении и концентрациях. ϵ_d — масса примесей, поглощаемая единицей массы адсорбента в слое данной длины из газового потока определенной концентрации при данной скорости и температуре газа до начала роста концентрации примесей в газе за слоем адсорбента. В процессе очистки влажного воздуха динамическая емкость цеолита NaX по CO_2 уменьшается примерно на 20 %. Максимальную динамическую емкость цеолит NaX имеет при температуре осушаемого газа 278 К. При ее повышении до 318 К она резко снижается (рис. 196).

Оптимальная температура регенерации, при которой из цеолита полностью удаляется влага, равна 675 ... 700 К. Однако на практике температуру не поднимают выше 663 К, что связано с конструктивными особенностями адсорбера. Параметры процесса регенерации различных цеолитов приведены в табл. 10.

Расчет цеолитовых блоков начинают с обоснования выбора исходных параметров процесса очистки адсорбента, затем определяют состав и массу поглощаемых примесей.

Масса примесей, поступающих в адсорбер при прохождении через него M_p газа, кг/ч,

$$M_{\text{прим}} = M_g u_{\text{прим}}, \quad (144)$$

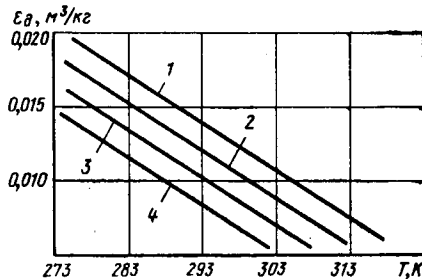
где $u_{\text{прим}}$ — исходная концентрация примесей в воздухе, %.

Массу адсорбента (кг) в адсорбере при заданном времени защитного действия, т. е. времени между переключениями $\tau_{\text{пр}} = 8 \dots 24$ ч (для промышленных адсорберов), определяют по формуле

$$M_{\text{ад}} = \frac{M_{\text{прим}} \tau_{\text{пр}}}{\rho_n \epsilon_d}, \quad (145)$$

где ρ_n — плотность очищаемого газа при ρ_n и $T = 293$ К.

Рис. 196. Зависимость динамической емкости цеолита NaX по CO_2 и p



Марка цеолита	Т, К	Массовая скорость, кг/ч м ²	τ, ч
NaX	650...675	77,4...3100	8...10
NaA	675...700	77,4...3100	10...12
KA	700...725	77,4...3100	11...13

Значения динамической емкости цеолита NaX по двуокиси углерода в зависимости от температуры и давления представлены на рис. 196: 1 — для осушенного воздуха в диапазоне давлений 20 ... 2,5 МПа; 2 — влажного воздуха при 20 МПа; 3 — влажного воздуха при 7,5 МПа; 4 — влажного воздуха при 2,5 МПа. В формуле (145) ϵ_d составляет при поглощении кислорода синтетическим цеолитом NaA 6 ... 10 % массы очищаемого газа. При очистке гелия ϵ_d зависит от суммы поглощенных примесей, рассчитываемых по уравнению Ленгмюра для смесей газов. Основными примесями в техническом гелии являются азот, водород, кислород, углеводороды, неон и другие газы, которые составляют 0,2 % единицы массы гелия. Суммарная концентрация примесей азота и водорода составляет 90 % всех примесей. Поэтому расчет блоков очистки гелия ведут по этим основным примесям, а остальные компоненты примесей распределяют в соответствии с их адсорбируемостью между азотом и водородом. В качестве адсорбента для очистки газов от азота и водорода целесообразно использовать активированный уголь СКТ-4, который обладает максимальной динамической емкостью при адсорбции азота и водорода.

В соответствии с изложенным суммарная концентрация примесей в единице массы гелия составит

$$y_{\text{прим}} = y_{\text{прим}}^{\text{N}_2} + y_{\text{прим}}^{\text{H}_2} = 0,2\%;$$

$$y_{\text{прим}}^{\text{N}_2} = 0,135\%; \quad y_{\text{прим}}^{\text{H}_2} = 0,065\%.$$

Среднюю динамическую емкость адсорбента ϵ'_d (см³/г) при адсорбции азота и водорода определяют по формуле

$$\epsilon'_d = \frac{y_{\text{прим}}^{\text{N}_2}}{y_{\text{прим}}} \epsilon_d^{\text{N}_2} + \frac{y_{\text{прим}}^{\text{H}_2}}{y_{\text{прим}}} \epsilon_d^{\text{H}_2},$$

где $\epsilon_d^{\text{N}_2}$ и $\epsilon_d^{\text{H}_2}$ — динамические емкости адсорбента при адсорбции азота и водорода, см³/г, их вычисляют по уравнениям Ленгмюра для адсорбции газовых смесей, приведенным в работе [4].

Скорость газового потока $w_{г.п}$ в адсорбере, относящуюся ко всему сечению и рабочим условиям очистки, принимают равной 0,0033 ... 0,033 м/с.

Площадь сечения адсорбера (m^2) определяют по формуле

$$F_{c.a} = M_r / (3600 \rho_p w_{r.p}), \quad (146)$$

где $\rho_p = \rho_n \frac{p_p T_n}{p_n T_p}$ — плотность газа при рабочих условиях, kg/m^3 .

Высота слоя адсорбента (m), определяемая с учетом скорости газового потока и динамической емкости адсорбента,

$$H_{ад} = M_{ад} / (F_{c.a} \rho_{ад}). \quad (147)$$

Плотность различных адсорбентов (kg/m^3) приведена ниже:

Силикагель кусковой:	
КСМ	750
КСК	450
Активный глинозем	870
Активная окись алюминия А-2	550—750
Синтетические цеолиты NaA, CaA, NaX	700
Активированный уголь СКТ-400	430

Расчет процесса регенерации адсорбента. В результате расчета определяют массу греющего газа, его скорость, мощность подогревателя.

Массу регенерирующего газа $M_{рег}$ определяют из уравнения теплового баланса процесса регенерации

$$M_{рег} c_{p, рег} (T_{вх} - T'_{вых}) \tau_{дес} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6, \quad (148)$$

где $c_{p, рег}$ — удельная теплоемкость регенерирующего газа, $kJ/(kg \cdot K)$; $T_{вх}$ — температура регенерирующего газа на входе в адсорбер, K ; $T'_{вых}$ — средняя температура регенерирующего газа на выходе из адсорбера, K ; $\tau_{дес}$ — время десорбции (время удаления примесей из адсорбента), $ч$;

$$T'_{вых} = (T_{вых} + T_a) / 2; \quad (149)$$

$T_{вых}$ — температура газа на выходе из адсорбера, K ; T_a — температура адсорбента до нагрева, K .

Количество теплоты (kJ), затрачиваемое на нагревание металла адсорбера,

$$Q_1 = \sum M_m c_m \Delta T_m, \quad (150)$$

где $\sum M_m$ — общая масса нагреваемого металла, kg ; c_m — удельная теплоемкость металла при средней температуре нагрева, $kJ/(kg \cdot K)$; ΔT_m — средняя разность температур металла до и после нагрева, K ,

$$\Delta T_m = (T_{вх} + T_{вых}) / 2 - T_a. \quad (151)$$

Количество теплоты, затрачиваемое на нагревание адсорбента

$$Q_2 = M_{ад} c_{ад} \Delta T_{ад}, \quad (152)$$

где $c_{ад}$ — удельная теплоемкость адсорбента, $kJ/(kg \cdot K)$; $\Delta T_{ад} = \Delta T_m$ — разность температур адсорбента до и после нагрева, K .

Количество теплоты, затрачиваемое на десорбцию влаги,

$$Q_3 = M_{вл} q_{дес}^{H_2O} \tau_{адс}, \quad (153)$$

где $M_{вл}$ — масса адсорбируемой влаги, kg ; $q_{дес}^{H_2O}$ — удельная теплота десорбции влаги, равная $2788,4$ kJ/kg .

Значение $M_{вл}$ (кг) находят по формуле

$$M_{вл} = \gamma_{H_2O} M_r, \quad (154)$$

где γ_{H_2O} — влагосодержание 1 кг очищаемого газа при T_p и p_p .

Количество теплоты, затрачиваемое на десорбцию двуокиси углерода,

$$Q_4 = M_{CO_2} q_{дес}^{CO_2} \tau_{адс}, \quad (155)$$

где $q_{дес}^{CO_2} = 695$ кДж/кг — удельная теплота десорбции двуокиси углерода; y_{CO_2} — исходная концентрация двуокиси углерода в воздухе, %.

Количество теплоты, затрачиваемое на нагревание изоляции

$$Q_5 = 0,2 M_{из} c_{из} \Delta T_{из}, \quad (156)$$

где $M_{из}$ — масса нагреваемой изоляции; $c_{из}$ — удельная теплоемкость изоляции, кДж/(кг·К), при средней температуре, К, подогрева $\Delta T_{из} = \frac{\Delta T_m + T_{о.с}}{2}$, $T_{о.с}$ — температура окружающей среды.

Потери теплоты в окружающую среду

$$Q_6 = 0,2 (Q_1 + Q_2 + Q_3). \quad (157)$$

Определяем массу регенирующего газа, кг/ч,

$$M_{рег} = \sum Q / [\tau_{дес} c p_{рег} (T_{вх} - T'_{вых})], \quad (158)$$

где $\sum Q$ — общее количество теплоты, кДж; $c p_{рег}$ — удельная теплоемкость регенирующего газа при средней температуре $T'_{вых}$; $\tau_{дес} = \tau_{адс}/3$.

Мощность электроподогревателя (кВт) с учетом коэффициента запаса 1,2 определяют по формуле

$$P = 1,2 M_{рег} c p_{рег} (T_{вх} - T_n) / 3600, \quad (159)$$

где T_n — начальная температура регенирующего газа, К.

Скорость регенирующего газа

$$w_{рег} = M_{рег} / (3600 \rho_{рег} F_{с.а}), \quad (160)$$

где $\rho_{рег}$ — плотность регенирующего газа, кг/м³,

$$\rho_{рег} = \rho_{н.рег} \frac{p_{р.рег} T_n}{p_n \left(\frac{T_{вх} + T_{вых}}{2} \right)}, \quad (161)$$

где $\rho_{н.рег}$ — плотность регенирующего газа при p_n и T_n , кг/м³; $p_{р.рег}$ — давление регенирующего газа, МПа.

Суммарные потери давления в аппарате в процессе регенерации, МПа,

$$\Delta p = \Delta p_{адс} + \Delta p_{реш} + \Delta p_{м.с}. \quad (162)$$

Потеря давления в слое адсорбента, МПа,

$$\Delta p_{адс} = 2 \xi_{адс} \rho_{рег} H_{ад} w_{рег}^2 / (9,81 d_{экв} E_{сл}^3 \cdot 10^5), \quad (163)$$

где $\xi_{адс}$ — коэффициент сопротивления; $d_{экв}$ — эквивалентный диаметр каналов между зернами адсорбента, м; $E_{сл} = 0,3 \dots 0,4$ — пористость слоя адсорбента.

Рис. 197. Зависимость коэффициента потери давления в слое адсорбента от числа Рейнольдса

Для определения коэффициента сопротивления в формуле (163) находим значение числа Рейнольдса [4]

$$Re = \frac{w_{\text{рег}} d_{\text{экр}} \rho_{\text{рег}}}{E_{\text{сн}} \mu_{\text{рег}} 0,102g}, \quad (164)$$

где $\mu_{\text{рег}}$ — динамическая вязкость (Па·с) регенирующего газа, равная

$$\mu_{\text{рег}} = 4,45 \cdot 10^{-6} (4,58 T'_{\text{вых}} / T_{\text{кр}} - 1,67)^{0,825}, \quad (165)$$

$T_{\text{кр}}$ — критическая температура, определяется в зависимости от рода регенирующего газа.

По формулам (165) и (164) определяем число Рейнольдса и по графику (рис. 197) с учетом полученного значения Re находим коэффициент сопротивления $\xi_{\text{адс}}$.

Эквивалентный диаметр каналов (м) между зернами адсорбента определяется по формуле

$$d_{\text{экр}} = 4E_{\text{сн}} / [(1 - E_{\text{сн}}) 6/d_3], \quad (166)$$

где d_3 — диаметр зерна адсорбента, $d_3 = 0,002 \dots 0,007$ м.

Потеря давления в решетках, МПа,

$$\Delta p_{\text{реш}} = 0,1 \Delta p_{\text{адс}}. \quad (167)$$

Потери давления в трубопроводах и арматуре, МПа,

$$\Delta p_{\text{м.с}} = \Delta p_1 + \Delta p_2 = \sum \xi_{\text{м.с}} w_{\text{рег}}^2 \rho_{\text{рег}} / (2 \cdot 9,81 \cdot 10^5), \quad (168)$$

где Δp_1 и Δp_2 — потери давления в трубопроводах и арматуре, МПа; $\sum \xi_{\text{м.с}} = \xi_1 + \xi_2$ — сумма коэффициентов сопротивления трубопроводов и арматуры.

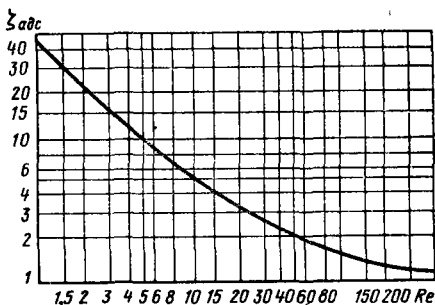
Пример 9. Рассчитать цеолитовый блок адсорберов ЦБ 22000/32. Исходные данные: расход воздуха через адсорбер $M_r = 26\,728,8$ кг/ч; давление воздуха на входе в блок очистки $p_r = 3,3$ МПа; температура воздуха на входе в блок очистки $T_r = 278$ К; среднее содержание двуокиси углерода в воздухе $y_{\text{прим}}^{\text{CO}_2} = 0,0003$ %; влагосодержание воздуха на входе в блок при рабочих условиях $\gamma_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0002$ %; тип адсорбента NaX; период работы адсорберов до переключения $\tau_{\text{пр}} = 16$ ч; регенирующий газ — азот; давление регенирующего газа $p_{\text{р.рег}} = 0,15$ МПа; температура азота на входе в адсорбер $T_{\text{вх}} = 653$ К; температура азота на выходе из адсорбера в конце десорбции $T_{\text{вых}} = 533$ К; время десорбции $\tau_{\text{дес}} = 5,334$ ч.

В результате расчета определяют: массу адсорбента $M_{\text{ад}}$, кг; внутренний диаметр адсорбера $D_{\text{вн}}$, м; высоту слоя адсорбента $H_{\text{ад}}$, м; расход регенирующего газа $M_{\text{рег}}$, кг/ч; мощность подогревателя P , кВт; потери давления в адсорбере Δp , МПа.

1. Массу двуокиси углерода, поступающего в адсорбер с воздухом, определяем по формуле (144)

$$M_{\text{прим}}^{\text{CO}_2} = 26\,728,8 \cdot 0,0003 = 8,018 \text{ кг/ч.}$$

2. Массу адсорбента в адсорбере находим по формуле (145) $M_{\text{ад}} = 8,018 \times 16 / (1,204 \cdot 0,0135) = 7892,7$ кг. Динамическую емкость $e_{\text{д}} = 0,0135$ м³/кг определяем по графику (рис. 196) для влажного воздуха.



3. Площадь сечения адсорбера определяем по формуле (146), в которую подставляем $\rho_p = 1,204 \cdot 3,3 \cdot 293 / (0,1033 \cdot 278) = 40,53 \text{ кг/м}^3$:

$$F_{c.a} = 26\,728,8 / (3600 \cdot 40,53 \cdot 0,0773) = 2,37 \text{ м}^2.$$

4. Внутренний диаметр адсорбера $D_{вн} = \sqrt{1,273 \cdot 2,37} \approx 1,737 \text{ м}$. Принимаем $D_{вн} = 1,8 \text{ м}$.

5. Высоту слоя адсорбента находим по формуле (147), учитывая что $F_{c.a} = 2,543 \text{ м}^2$ при $D_{вн} = 1,8 \text{ м}$:

$$H_{ад} = 7892,7 / (2,543 \cdot 700) = 4,433 \text{ м}.$$

6. Среднюю температуру азота на выходе из адсорбера находим по формуле (149) при $T_a = 278 \text{ К}$:

$$T'_{вых} = (533 + 278) / 2 = 405,5 \text{ К}.$$

7. На основании данных табл. 9 определяем ориентировочную массу металла цилиндрической части адсорбера $M'_м$, приняв толщину его стенки $\delta_{ст} = 18 \text{ мм}$,

$$M'_м = F'_м \delta_{ст} \rho_m = 67,858 \cdot 0,018 \cdot 7800 = 9527,26 \text{ кг}.$$

Площадь цилиндрической части адсорбера при $H_m = 12 \text{ м}$ вычисляем по формуле $F'_м = H_m \pi D_{вн} = 12 \cdot 3,141 \cdot 1,8 = 67,858 \text{ м}^2$.

Для определения общей массы металла адсорбера увеличим значение массы цилиндрической его части на 20 %, тогда $M_m = 9527,26 \cdot 1,2 \approx 11\,500 \text{ кг}$.

8. Среднюю температуру металла до и после нагрева определяем по формуле (151):

$$\Delta T_m = \frac{653 + 533}{2} - 278 = 315 \text{ К}.$$

Удельная теплоемкость металла при температуре 315 К составит $c_m = 0,5 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$ [8]. Количество теплоты, затрачиваемое на нагревание металла, находим по формуле (150):

$$Q_1 = 11\,500 \cdot 0,5 \cdot 315 = 1\,811\,250 \text{ кДж}.$$

9. Количество теплоты, затрачиваемое на нагревание адсорбента, определяем по формуле (152) при $c_{ад} = 1,0467 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$ [8].

$$Q_2 = 7892,7 \cdot 1,0467 \cdot 315 = 2\,602\,306 \text{ кДж}.$$

10. По формуле (154) вычисляем $M_{вл} = 0,0002 \cdot 26\,728,8 = 5,346 \text{ кг}$. Количество теплоты, затрачиваемое на десорбцию влаги, определяем по формуле (153) $Q_3 = 5,346 \cdot 2788,4 \cdot 16 \approx 238\,508,57 \text{ кДж}$.

11. Количество теплоты, затрачиваемое на десорбцию двуокиси углерода, находим по формуле (155)

$$Q_4 = 8,018 \cdot 695 \cdot 16 = 89\,160,16 \text{ кДж}.$$

12. Количество теплоты, затрачиваемое на нагрев изоляции, определяем по формуле (156) при $\Delta T_{из} = (315 + 293) / 2 = 304 \text{ К}$:

$$Q_5 = 0,2 \cdot 30\,988 \cdot 0,75 \cdot 304 = 1\,413\,052,8 \text{ кДж}.$$

Температуру окружающей среды принимаем 293 К. Для изоляции адсорберов выбираем вату минеральную с теплоемкостью $c_{из} = 0,75 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$ и плотностью $\rho_{из} = 200 \text{ кг/м}^3$ [8]. Для определения массы изоляции находим объем кожуха блока адсорберов с учетом их размеров. Принимаем следующие размеры кожуха: длина 6, ширина 3, высота 12 м.

Вычисляем: $V_{из} = V_{кож} - V_{адс} = 216 - 61,06 = 154,94 \text{ м}^3$; $V_{адс} = 2 \times \times 3,141 \cdot 1,8^2 \cdot 12 / 4 = 61,06 \text{ м}^3$;

$$M_{из} = V_{из} \rho_{из} = 154,98 \cdot 200 = 30\,988 \text{ кг}.$$

13. По формуле (157) определяем потери теплоты в окружающую среду

$$Q_6 = 0,2 (1\,811\,250 + 2\,602\,306,0 + 1\,413\,052,8) = 1\,165\,321,7 \text{ кДж}.$$

14. Массу регенерирующего газа (азота) вычисляем по формуле (158) ($c_p \text{ рег} = 1,047 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$) при $T'_{\text{вых}} = 405,5 \text{ К}$ [4])

$$M_{\text{рег}} = \frac{1\,811\,250 + 2\,602\,306,0 + 238\,508,50 + 89\,160,16 + 1\,413\,052,8 + 1\,165\,321,7}{5,33 \cdot 1,047 (653 - 405,5)} \approx 5300 \text{ кг.}$$

15. Используя найденные значения, рассчитываем мощность электроподогревателя

$$P = 1,2 \cdot 5300 \cdot 1,047 (653 - 293) / 3600 = 665,89 \text{ кВт.}$$

16. Плотность регенерирующего азота при средней температуре на выходе $405,5 \text{ К}$ определяем по формуле (161):

$$\rho_{\text{рег}} = 1,165 \cdot 0,15 \cdot 293 / (0,1033 \cdot 593) \approx 0,836 \text{ кг/м}^3.$$

17. Скорость регенерирующего газа находим по уравнению (160)

$$w_{\text{рег}} = 5300 / (3600 \cdot 0,836 \cdot 2,543) = 0,692 \text{ м/с.}$$

18. Эквивалентный диаметр каналов между зернами адсорбента вычисляем по формуле (166)

$$d_{\text{экв}} = 4 \cdot 0,4 / [(1 - 0,4) 6 / 0,005] = 0,00222 \text{ м.}$$

19. Динамическую вязкость азота определяем по формуле (165) (критическая температура азота $T_{\text{кр}} = 126,25 \text{ К}$ [5]):

$$\mu_{\text{рег}} = 4,45 \cdot 10^{-6} (4,58 \cdot 405,5 / 126,25 - 1,67)^{0,625} = 22,15 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с.}$$

20. Подставив вычисленные в п. 16 ... 19 значения величин в формулу (164), определим число Рейнольдса

$$\text{Re} = 0,692 \cdot 0,00222 \cdot 0,836 \cdot 10^3 / (0,4 \cdot 22,15 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81) = 144,8.$$

21. Пользуясь графиком (рис. 197) находим $\xi_{\text{адс}} = 1,35$.

22. По формуле (163) рассчитываем потерю давления в слое адсорбента

$$\Delta P_{\text{адс}} = 2 \cdot 1,35 \cdot 0,836 \cdot 4,433 \cdot 0,692^2 / (9,81 \cdot 0,00222 \cdot 0,4^2 \cdot 10^5) = 0,0137 \text{ МПа.}$$

23. Потеря давления в решетках адсорбера в соответствии с формулой (167) составит $\Delta P_{\text{реш}} = 0,1 \cdot 0,0137 = 0,00137 \text{ МПа.}$

24. Потерю давления за счет сопротивления подводящих трубопроводов и арматуры определяем по формуле (168), приняв коэффициент сопротивления $\xi_1 = \xi_2 = 0,002$,

$$\Delta P_{\text{м.с}} = 0,004 \cdot 0,692^2 \cdot 0,836 / (2 \cdot 9,81 \cdot 10^{-5}) = 8,16 \cdot 10^{-10} \text{ Па.}$$

25. Суммарные потери давления в адсорбере, вычисленные по уравнению (162), составят $\Delta P = 0,0137 + 0,00137 = 0,01507 \text{ МПа}$. Значением $\Delta P_{\text{м.с}}$ пренебрегаем ввиду ее малости.

Пример 10. Рассчитать воздухоразделительную установку для одновременного получения $26\,126,9 \text{ кг/ч}$ газообразного технологического кислорода концентрацией $96,5 \%$ и $9064,4 \text{ кг/ч}$ газообразного технического кислорода концентрацией $99,6 \%$.

Схема рассчитываемой установки показана на рис. 198. Атмосферный воздух сжимается в турбокомпрессоре 1 и разделяется на два потока. Один поток сжатого воздуха поступает в реверсивный канал пластинчато-ребристого теплообменника 2, где охлаждается потоками азота и технического кислорода. Второй поток сжатого воздуха направляется в один из двух регенераторов 3 с дисковой алюминиевой насадкой, где охлаждается, отдавая с помощью насадки теплоту технологическому кислороду, и очищается от влаги и двуокиси углерода. Часть охлажденного в теплообменнике 2 воздуха (петлевой поток) возвращается в нереверсивный канал этого аппарата, где подогревается, а затем охлаждается в детандерном теплообменнике 19, смешивается с основным потоком сжатого воздуха, следующим из аппаратов 2 и 3. Далее весь поток воздуха поступает на разделение в ректификационную колонну 4.

Незабываемость регенераторов 3 двуокисью углерода обеспечивается некоторым превышением обратного потока над прямым. Незабываемость двуокисью углерода реверсивного пластинчато-ребристого теплообменника 2 обеспечивается петлевым

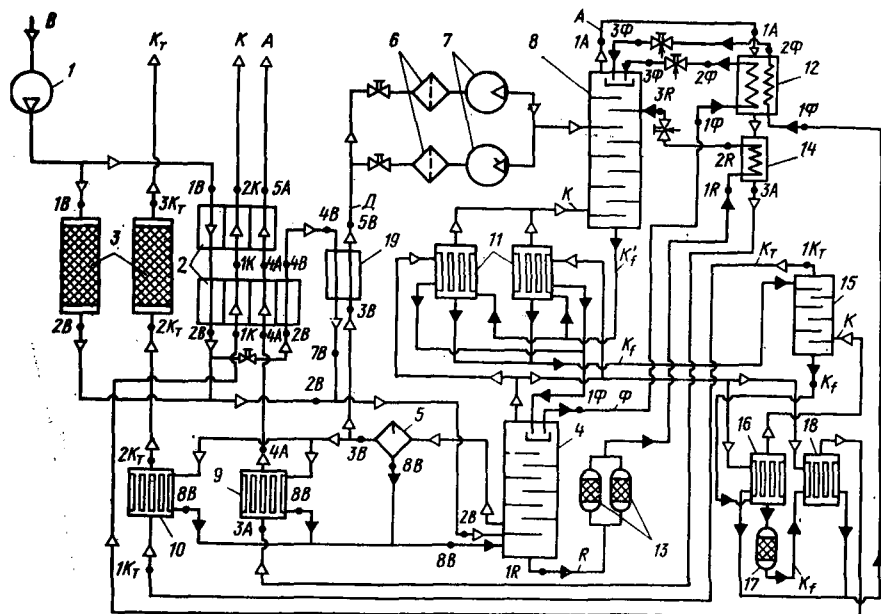


Рис. 198. Схема установки для получения газообразного технологического и технического кислорода

поток воздуха, направляемым в нереверсивный петлевой канал холодной секции этого аппарата.

Из нижней колонны 4 часть воздуха отводится в отделитель жидкости 5, на выходе из которого делится на два потока. Первый (детандерный) поток подогревается в детандерном теплообменнике 19, охлаждая петлевой поток, затем, пройдя фильтр 6, расширяется в турбодетандере 7 и поступает на разделение в верхнюю колонну 8. Второй поток воздуха проходит подогреватели азота и технологического кислорода 9 и 10. В этих аппаратах воздух конденсируется, отдавая теплоту азоту и технологическому кислороду, а конденсат смешивается с жидкостью, выходящей из отделителя 5 и отводится в сборник кубовой жидкости колонны 4. В нижней колонне 4 воздух разделяется на жидкость, обогащенную кислородом, и азот.

Газообразный азот из верхней части нижней колонны поступает в межтрубное пространство конденсаторов-испарителей 11, где конденсируется, отдавая теплоту кипящему в трубках кислороду. Жидкий азот из конденсаторов 11 сливается в сборник нижней колонны 4. Часть жидкого азота в качестве флегмы подается на тарелки нижней колонны, а другая часть охлаждается в переохладителе жидкого азота 12 и дросселируется в верхнюю колонну 8. Обогащенная кислородом жидкость из нижней части колонны 4 проходит через один из двух адсорберов ацетилена 13, охлаждается в переохладителе кубовой жидкости 14 и дросселируется в среднюю часть верхней колонны 8. Газообразный азот, выходящий из верхней колонны, подогревается в аппаратах 12 и 14, 9 и поступает в реверсивный пластинчато-ребристый теплообменник 2, где нагревается до температуры, близкой к температуре окружающей среды, и выводится из установки.

Полученный в результате ректификации жидкий кислород сливается в сборник верхней колонны 8, а оттуда поступает в трубное пространство конденсаторов-испарителей 11. Кислородный пар из конденсаторов 11 возвращается в верхнюю колонну 8, где участвует в процессе ректификации. Часть жидкого кислорода из центральных трубок конденсаторов 11 сливается в верхнюю часть колонны технического кислорода 15. В результате процесса разделения в этой колонне получается технический кислород, который сливается в сборник, расположенный в нижней

части, и технологический кислород, отводимый в газообразном виде из верхней части колонны 15. Технологический кислород подогревается в аппарате 10 за счет теплоты конденсации воздуха, поступает в аппарат 3, где нагревается до температуры, близкой к температуре окружающей среды, и направляется потребителю.

Жидкий технический кислород из колонны 15 сливается в трубное пространство конденсатора 16, где кипит, отдавая теплоту конденсирующемуся в межтрубном пространстве азоту, отводимому в газообразном виде из колонны 4. Кислородный пар, образовавшийся в результате кипения кислорода, возвращается в ректификационную колонну 15. Часть жидкого технического кислорода из конденсатора 16 поступает через адсорбер 17 в конденсатор-испаритель 18, где также кипит в трубках за счет теплоты конденсирующегося в межтрубном пространстве азота. В адсорбере 17 жидкий технический кислород очищается от ацетилена и других углеводородов. Газообразный технический кислород из аппарата 18 поступает в нереверсивный канал аппарата 2, где подогревается до температуры, близкой к температуре окружающей среды, и выдается потребителю. Жидкий азот из межтрубных пространств конденсаторов 16 и 18 переохлаждается в переохладителе 12 и дросселируется в верхнюю колонну.

Исходные данные, принимаемые при расчете установки.

1. Средняя разность температур ΔT_{K_T} между потоками на теплом конце регенераторов технологического кислорода 3 равна 3 К. Средняя разность температур на теплом конце реверсивного пластинчато-ребристого теплообменника 2: между потоками воздуха и азота $\Delta T_A = 3$ К; между потоками воздуха и технического кислорода $\Delta T_K = 3$ К. Температурный напор в конденсаторах 11 $\Delta T_{\text{конд}} = 2,2$ К. Расчетная температура окружающей среды 303 К.

2. Холодopotери в окружающую среду в соответствии с рекомендациями [5] принимаем $Q_{0.c} = 3,1$ кДж на 1 кг перерабатываемого воздуха. Они распределяются следующим образом:

Верхняя колонна 8 с конденсаторами 11	1,085
Нижняя колонна 4	0,543
Аппараты 2	0,659
Аппараты 3	0,333
Колонна 15 с конденсаторами 16 и 18	0,202
Переохладитель жидкого азота 12	0,062
Переохладитель кубовой жидкости 14	0,039
Подогреватель азота 9	0,062
Подогреватель технологического кислорода 10	0,039
Детандерный теплообменник 19	0,076

3. Потери давления в аппаратах и коммуникациях, МПа:

На обратных потоках:

аппараты 2 и 3 с органами переключения	0,02
колонна 8:	
от низа колонны до места ввода детандерного потока	0,008
от места ввода детандерного потока до верха колонны	0,005
аппараты 12, 14, 9 с коммуникациями	0,01
нижняя колонна	0,01

На прямом потоке:

от турбокомпрессора 1 до нижней колонны 4	0,025
от нижней колонны 4 до турбодетандера, включая арматуру, коммуникации и фильтры	0,01

4. Коэффициенты полезного действия машин:

Изотермный КПД турбокомпрессора	0,6
Адиабатный КПД турбодетандера	0,75

5. Потери воздуха при переключении газовых потоков в аппаратах 2, 3 и на продуктах принимаем равными 2,5 % [4].

Определение доли воздуха, направляемой в турбодетандер. Составим уравнение холодопроизводительности установки для 1 кг перерабатываемого воздуха: $\Delta i_{Tв} + \Delta \eta_{ад} q_{S} = A c_{pA} \Delta T_A + K_T c_{pK} \Delta T_{K_T} +$

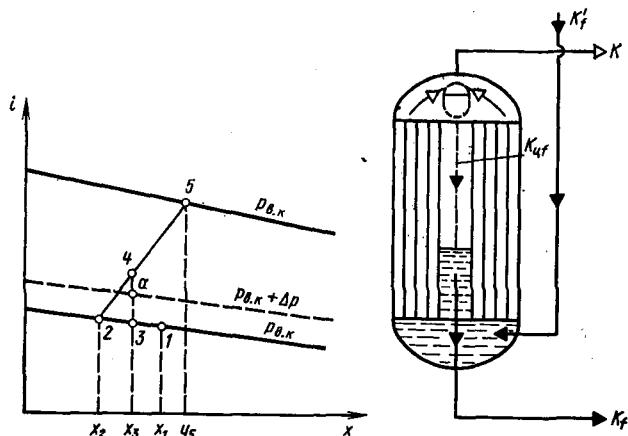


Рис. 199. Схема процесса, происходящего в конденсаторе-испарителе

$+ K_{срК} \Delta T_K + Q_{0,с}$, где $\Delta i_{тв}$ — изотермический дроссель-эффект воздуха между начальным и конечным его давлением при расчетной температуре окружающей среды, кДж/кг; D — доля воздуха, поступающего в турбодетандер, кг; $\eta_{ад}$ — адиабатный КПД турбодетандера; q_s — изохронный перепад энтальпий в турбодетандере, кДж/кг; A — масса азота, выводимого из установки, кг; K_T — масса получаемого технологического кислорода, кг; K — масса получаемого технического кислорода, кг; $c_{рА}$, $c_{рКТ}$ и $c_{рК}$ — удельные теплоемкости азота, технологического и технического кислорода при постоянном давлении в их состояниях на выходе из аппаратов 2 и 3, кДж/кг·К.

Учитывая, что удельные теплоемкости двухатомных газов при давлениях, близких к атмосферному, одинаковы, принимаем $c_{рА} = c_{рКТ} = c_{рК} = 1$ кДж/(кг·К). Имея в виду, что $B = A + K_T + K$ (уравнение материального баланса установки) и $\Delta T_A = \Delta T_{КТ} = \Delta T_K = 3$ К, уравнение холодопроизводительности относительно D перепишем в следующем виде: $\Delta i_{тв} + D \eta_{ад} q_s = c_{рв} \Delta T_T + Q_{0,с}$, где $c_{рв}$ — удельная теплоемкость воздуха при параметрах выхода потоков разделения из аппаратов 2 и 3; ΔT_T — средняя разность температур сжатого воздуха и потока воздуха низкого давления, полученного после условного смешения продуктов разделения, на теплом конце аппаратов 2 и 3.

Для определения давления в нижней колонне рассмотрим схему процесса, происходящего в конденсаторе-испарителе (рис. 199). Исходя из условия безопасной работы установки, подробно изложенных в гл. III, для обеспечения циркуляции жидкого кислорода в трубках конденсатора-испарителя принимаем кажущийся уровень кипящего кислорода $0,5 l_{тр}$ (высота трубки $l_{тр} = 3$ м), а кратность циркуляции $n_{ц} = 5$. Давление в нижней части верхней колонны в соответствии с принятыми потерями давления по обратному потоку определим из выражения $p_{в,к}^{ниж} = p + \Sigma \Delta p = 0,1 + 0,02 + 0,023 = 0,143$ МПа.

Состояние кислорода, стекающего из верхней колонны 8, характеризуется точкой 1, лежащей на изобаре 0,143 МПа. В конденсаторе 11 жидкий кислород находится под давлением, равным сумме давлений верхней колонны и гидростатического столба жидкости: $p_{в,к} + \Delta p$. Жидкий кислород, поступающий из колонны, смешивается с циркуляционным потоком состояния 2, и получается смесь состояния 3. Эта смесь подогревается в результате смешения, доходит до состояния a и кипит до состояния влажного пара 4 при постоянной общей концентрации x_3 . В верхней части конденсатора-испарителя происходит отделение циркулирующей жидкости состояния 2 от пара состояния 5, жидкость по центральной трубе стекает в нижнюю часть конденсатора. Жидкий кислород с концентрацией циркуляционного потока $x_{цф} = x_2$ направляется в колонну 15 (см. рис. 198).

тате разделения воздуха в колонне 4. Принимаем концентрацию воздуха, поступающего в нижнюю колонну, $y_B = 79,05\% \text{ N}_2$, концентрацию кубовой жидкости $x_R = 38\% \text{ O}_2$, а азотной флегмы $x_\Phi = 99\% \text{ N}_2$, тогда $R = (1 - D)(x_{\Phi f} - y_B)/(x_{\Phi f} - x_R) = (1 - 0,155)(1 - 20,95)/(1 - 38) = 0,4556 \text{ кг}$, $\Phi_f = (1 - D)(y_B - x_R)/(x_\Phi - x_R) = (1 - 0,155)(20,95 - 38)/(1 - 38) = 0,3894 \text{ кг}$. Здесь $\Phi_f = \Phi_f + \Phi$ (см. рис. 198).

Определяем состояние азотной флегмы и кубовой жидкости после переохлаждений 12 и 14. Перепад температур на холодном конце переохладителя азотной флегмы 12 принимаем равным 4 К. Газообразный азот выходит из колонны 8 в состоянии сухого насыщенного пара. Для давления 0,13 МПа по диаграмме $T-S$ определяем температуру $T_{1A} = 79,8 \text{ К}$, тогда $T_{2\Phi} = T_{1A} + 4 = 79,8 + 4 = 83,8 \text{ К}$, $i_{2\Phi} = 107,14 \text{ кДж/кг}$.

Азотная флегма выходит из колонны 4 в состоянии насыщенной жидкости при давлении $p_{1\Phi} = 0,56 \text{ МПа}$, температуре $T_{1\Phi} = 95 \text{ К}$. По диаграмме $i-x$ находим $i_{1\Phi} = 132,34 \text{ кДж/кг}$.

Кубовая жидкость концентрацией 38% O_2 выходит из колонны 4 в состоянии насыщенной жидкости с давлением $p_{н.к}^{\text{ниж}} = p_{н.к}^{\text{верх}} + \Delta p_{н.к} = 0,56 + 0,01 = 0,57 \text{ МПа}$. По диаграмме $i-x$ находим $T_{1R} = 99,5 \text{ К}$, $i_{1R} = 194 \text{ кДж/кг}$. Принимаем температуру переохлаждения кубовой жидкости $T_{2R} = 95 \text{ К}$. Удельная энтальпия $i_{2R} = 184,925 \text{ кДж/кг}$.

Для определения доли отводимого из конденсаторов-испарителей 11 жидкого кислорода K_f необходимо определить концентрацию азота, выводимого из установки. Считаем, что азот, выходящий из верхней колонны в состоянии сухого насыщенного пара при давлении 0,13 МПа, имеет концентрацию $y_{1A} = 99,5\% \text{ N}_2$, равновесную с концентрацией поступающей в колонну флегмы (определяем по диаграмме $i-x$). Долю кислорода, отводимого из установки, определим по формуле (20): $K_f = (0,5 - 20,95)/(0,5 - 97,3) = 0,2113 \text{ кг}$, тогда $K = 0,0544 \text{ кг}$, $K_T = 0,1569 \text{ кг}$.

Долю выводимого из установки азота найдем из уравнения материального баланса установки: $A = 1 - K_f = 1 - 0,2113 = 0,7887 \text{ кг}$.

Сведение уравнений материального и теплового баланса установки. Определим состояние азота и технологического кислорода на выходе из переохладителей 12 и 14. Состояние азота после переохладителя азотной флегмы 12 определяем из уравнения теплового баланса этого аппарата:

$$i_{2A} = i_{1A} + [\Phi_f(i_{1\Phi f} - i_{2\Phi f}) + q_{0.c}^{13}]/A = 291,43 + \\ + [0,3894(132,34 - 107,14) + 0,062]/0,7887 = 303,95 \text{ кДж/кг}.$$

По диаграмме $T-S$ ($p_{2A} = 0,13 \text{ МПа}$, $i_{2A} = 303,95 \text{ кДж/кг}$) находим $T_{2A} = 88,8 \text{ К}$. Из уравнения теплового баланса аппарата 14 определяем состояние азота:

$$i_{3A} = i_{2A} + [R(i_{1R} - i_{2R}) + q_{0.c}^{14}]/A = 303,95 + \\ + [0,4556(194 - 184,925) + 0,039]/0,7887 = 309,24 \text{ кДж/кг}.$$

По диаграмме $T-S$ ($p_{3A} = 0,13 \text{ МПа}$, $i_{3A} = 309,24 \text{ кДж/кг}$) находим $T_{3A} = 92,8 \text{ К}$.

Из уравнения теплового баланса подогревателя азота 9 определим долю воздуха $V_{\text{под}}$, конденсирующегося в этом аппарате. Температуру азота на выходе из аппарата 9 принимаем на 4 К ниже температуры воздуха на выходе из пластинчато-ребристого теплообменника 2 (из условий самоочистки аппарата от двуокиси углерода), которая равна 101 К. Следовательно, $T_{4A} = 101 - 4 = 97 \text{ К}$ и

$$V_{\text{под}A} = [A(i_{4A} - i_{3A}) - q_{0.c}^9]/r_B = [0,7887(314,285 - 309,24) - 0,062]/175,5 = \\ = 0,0223 \text{ кг},$$

где r_B — теплота испарения жидкого воздуха при $p = 0,58 \text{ МПа}$, кДж/кг ; i_{4A} — удельная энтальпия азота при 0,107 МПа и 97 К.

Из уравнения теплового баланса подогревателя технологического кислорода 10 определим долю воздуха $V_{\text{под}K}$, конденсирующегося в этом аппарате. При этом принимаем, что температура технологического кислорода на выходе из аппарата 10

на 5 К ниже средней температуры воздуха на выходе из регенераторов 3, т. е. $T_{2KT} = 101 - 5 = 96$ К. Получаем

$$V_{\text{под } KT} = [K_T (T_{2KT} - T_{1KT}) c_p K_T - q_{0c}^{\text{I}}] / r_B = \\ = [0,1569 (96 - 93,5) 1 - 0,039] / 175,5 = 0,002 \text{ кг.}$$

Из уравнения теплового баланса регенераторов 3 определяем долю воздуха, охлаждающегося в этих аппаратах: $V_{\text{рег}} = [K_T (i_{3KT} - i_{2KT}) - q_{0c}^{\text{I}}] / (i_{1B} - i_{2B})$.

По диаграмме $i-x$ находим удельную энтальпию технологического кислорода, выходящего из колонны 15 с давлением 0,16 МПа (сухой насыщенный пар): $i_{1KT} = 468,75$ кДж/кг. Удельную энтальпию технологического кислорода на выходе из регенераторов определяем по диаграмме $T-S$ ($p = 0,13$ МПа, $T = 300$ К): $i_{3KT} = 672,49$ кДж/кг, $i_{2KT} = i_{1KT} + c_p K_T (T_{2KT} - T_{1KT}) = 468,75 + 1,3 = 471,75$ кДж/кг. Подставляя вычисленные значения в выражение для $V_{\text{рег}}$, получим $V_{\text{рег}} = [0,1569 (672,49 - 471,75) - 0,333] / (555,61 - 341,37) = 0,14545$ кг, где i_{1B} и i_{2B} — удельная энтальпия воздуха при 0,595 МПа, 303 К и 0,595 МПа, 101 К соответственно. Следовательно, в реверсивный пластинчато-ребристый теплообменник 2 поступает $V_{\text{рев}} = 1 - 0,14545 = 0,85455$ кг.

Из уравнения теплового баланса аппарата 2 определяем долю петлевого потока воздуха $V_{\text{петл}}$, поступающего в нереверсивный канал холодной секции:

$$V_{\text{петл}} = \frac{V_{\text{рев}} (i_{1B} - i_{2B}) + q_{0c}^{\text{I}} - A (i_{5A} - i_{4A}) - K (i_{2K} - i_{1K})}{i_{4B} - i_{2B}} = \\ = \frac{0,85455 (555,21 - 341,149) + 0,659 - 0,7887 (525,89 - 314,285) - 0,0544 (668,32 - 478,74)}{388,48 - 341,149} = \\ = 0,1348 \text{ кг,}$$

где i_{5A} — удельная энтальпия азота на выходе из аппарата 2 при 0,1 МПа и 300 К; i_{1K} — удельная энтальпия кислорода на входе в аппарат 2 при 0,14 МПа и 95 К; i_{2K} — то же на выходе при 0,12 МПа и 300 К; i_{2B} — удельная энтальпия воздуха на входе в аппарат 2 при 0,595 МПа и 101 К; i_{4B} — то же на выходе при 0,595 МПа и 140 К (принимаем).

Состояние петлевого воздуха на выходе из детандерного теплообменника 19 определим из уравнения теплового баланса этого аппарата: $i_{5B} = i_{4B} - [D (i_{5B} - i_{3B}) - q_{0c}^{\text{I}}] / V_{\text{петл}} = 388,48 - [0,155 (371,26 - 340) - 0,076] / 0,1348 = 353,1$ кДж/кг, где $i_{5B} = i_{1D}$; i_{3B} — удельная энтальпия воздуха в состоянии насыщенного пара при давлении 0,57 МПа. По диаграмме $T-S$ находим $T_{5B} = 108,8$ К.

Из уравнения смешения определяем удельную энтальпию воздуха на входе в колонну $i_{2B} = V_{\text{петл}} i_{5B} + (1 - V_{\text{петл}}) i_{2B} = 0,1348 \cdot 353,1 + (1 - 0,1348) \times 341,149 = 342,76$ кДж/кг. По диаграмме $T-S$ находим $T_{2B} = 101,6$ К.

Для контроля расчета проверяем баланс энергии. С этой целью составим уравнение теплового баланса системы аппаратов кроме регенераторов 3, пластинчато-ребристого теплообменника 2 и детандерного теплообменника 19:

$$i_{2B}' + D i_{6B} + \Sigma q_{0c} = A i_{4A} + K_T i_{2KT} + K i_{1K} + D i_{3B}; \\ 342,76 + 0,155 \cdot 342,37 + 2,032 = 0,7887 \cdot 314,285 + 0,1569 \cdot 471,75 + \\ + 0,0544 \cdot 472,74 + 0,155 \cdot 340; \quad 398,36 \approx 398,21.$$

Погрешность составляет $\frac{400,23 - 397,812}{397,812} \cdot 100 = 0,6 \%$.

Для определения доли азотной флегмы Φ , отводимой из нижней колонны 4 в конденсаторы-испарители 16 и 18, рассмотрим процесс в колонне 15. Изменение концентрации кислорода в ней незначительное (от 96,5 до 99,6 %), при этих условиях можно пренебречь зависимостью теплоты парообразования смеси от концентрации и считать потоки жидкости и пара по колонне постоянными. В конденсаторах-испарителях 16 и 18 жидкий кислород кипит за счет теплоты конденсирующегося азота. Подводимая теплота должна полностью испарить жидкий кислород, поступивший на разделение. Уравнение теплового баланса конденсаторов имеет

вид $\Phi_{rA} + q_{0,c}^{15} = K_{f,rK}$, откуда $\Phi = (K_{f,rK} - q_{0,c}^{15})/r_A = (0,2113 \cdot 207,03 - 0,202)/169,75 = 0,2570$ кг, $\Phi_f' = 0,3894 - 0,2570 = 0,1324$ кг.

Тепловую нагрузку конденсаторов-испарителей 11 определим из уравнения теплового баланса нижней колонны 4:

$$\begin{aligned} q_K = i_{2B} + (B_{\text{под A}} + B_{\text{под K}}) i_{8B} + q_{0,c}^{14} - R i_{1R} - \Phi i_{1\Phi} - \Phi_f' i_{1\Phi_f} - \\ - (D + B_{\text{под A}} + B_{\text{под K}}) i_{3B} = 342,76 + (0,0223 + 0,002) 168,27 + 0,543 - \\ - 0,4556 \cdot 194 - 0,257 \cdot 287 - 0,1324 \cdot 132,34 - \\ - (0,155 + 0,0223 + 0,002) 340 = 106,765 \text{ кДж.} \end{aligned}$$

Для контроля найдем тепловую нагрузку конденсаторов-испарителей из уравнения теплового баланса верхней колонны: $q_K = A i_{1A} + K i_{1Kf} - \Phi i_{2\Phi} - R i_{2R} - D i_{2D} - q_{0,c}^{18} = 0,7887 \cdot 291,43 + 0,2113 \cdot 268,25 - 0,3894 \cdot 107,14 - 0,4556 \times 184,925 - 0,155 \cdot 342,37 - 1,085 = 106,406$ кДж.

Определяем состояния потоков на выходе из холодной секции реверсивного пластинчато-ребристого теплообменника. Принимаем температуры азота и технического кислорода на выходе из холодной секции аппарата 2 равными температуре петлевого воздуха, т. е. 140 К. Удельная энтальпия технического кислорода при $p_{1K}' = 0,13$ МПа и $T_{1K}' = 140$ К равна $i_{1K}' = 521,587$ кДж/кг, азота при $p_{4A}' = 0,12$ МПа и $T_{1K}' = 140$ К $i_{4A}' = 357,936$ кДж/кг.

Из уравнения теплового баланса тепловой секции аппарата 2 определяем состояние воздуха на выходе из нее. Приняв, что приток теплоты из окружающей среды к этой секции составляет $0,7q_{0,c}^{15}$, получаем

$$\begin{aligned} i_{1'B} = i_{1B} - \frac{K(i_{2K} - i_{1K}) + A(i_{5A} - i_{4A}') - 0,7q_{0,c}^{15}}{B_{\text{рев}}} = \\ = 555,61 - \frac{0,0544(668,32 - 521,587) + 0,7887(525,89 - 357,936) - 0,7 \cdot 0,659}{0,85455} = \\ = 391,795 \text{ кДж/кг.} \end{aligned}$$

По диаграмме $T-S$ находим $T_{1'B} = 143,2$ К. Для контроля определяем состояние 1'B из уравнения теплового баланса холодной секции аппарата 2:

$$\begin{aligned} i_{1'B} = i_{2B} + \frac{A(i_{4A}' - i_{4A}) + K(i_{1K} - i_{1K}') + B_{\text{петл}}(i_{4B} - i_{2B}) - 0,3q_{0,c}^{15}}{B_{\text{рев}}} = \\ = 11,169/169,75 = 0,0658 \text{ кг. Доля флегмы, которая конденсируется в аппарате 18, } \Phi_{18} = q_K^{18}/r_A = \\ = 11,169/169,75 = 0,0658 \text{ кг. Доля флегмы, которая конденсируется в аппарате 16, } \Phi_{16} = \Phi - \Phi_{18} = 0,258 - 0,0658 = 0,192 \text{ кг.} \end{aligned}$$

Определяем тепловые нагрузки q_K^{16} и q_K^{18} конденсаторов-испарителей 16 и 18. Принимаем, что приток теплоты из окружающей среды в аппарат 18 составляет $0,25q_{0,c}^{15}$, в аппарат 16 — $0,75q_{0,c}^{15}$. Учитывая принятые выражения теплопритоков из окружающей среды, находим $q_K^{18} = K(i_K - i_{Kf}) - 0,25q_{0,c}^{15} = 0,0544(475,625 - 271,25) - 0,25 \cdot 0,202 = 11,169$ кДж.

Доля флегмы, которая конденсируется в аппарате 18, $\Phi_{18} = q_K^{18}/r_A = 11,169/169,75 = 0,0658$ кг. Доля флегмы, которая конденсируется в аппарате 16, $\Phi_{16} = \Phi - \Phi_{18} = 0,258 - 0,0658 = 0,192$ кг.

Тепловую нагрузку q_K^{16} конденсатора-испарителя 16 со стороны кипящего кислорода определим из уравнения теплового баланса: $q_K^{16} = K_{rK} + K_{iKf} - K_{fKf} - 0,75q_{0,c}^{15} = 0,1569 \cdot 475,625 + 0,0544 \cdot 271,25 - 0,2113 \cdot 268,25 - 0,75 \cdot 0,202 = 32,54$ кДж.

Для контроля определим q_K^{16} со стороны конденсирующегося азота: $q_K^{16} = \Phi_{16} r_A = 0,192 \cdot 169,75 = 32,59$ кДж.

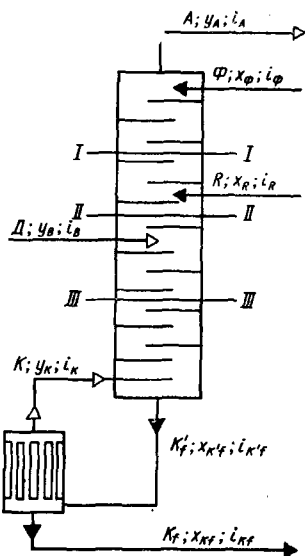


Рис. 200. Схематический разрез колонны 8

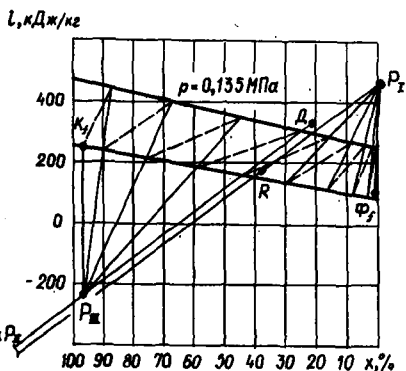
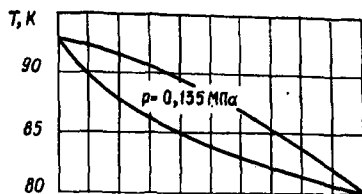


Рис. 201. Графическое определение теоретического числа тарелок в колонне 8

Расчет теоретического числа тарелок верхней колонны производим по методу Меркеля. Условно разделим колонну 8 на три участка (рис. 200) и для каждого из них найдем приведенные координаты полюсов ректификации. Для концентрационной части верхней колонны приведенные координаты X_I и I_I полюса P_I определим по формулам (79) и (80): $X_I = (0,7887 \cdot 0,5 - 0,3894 \cdot 1) / (0,7887 - 0,3894) = 0,0124 \% O_2$, $I_I = (0,7887 \cdot 291,43 - 0,3894 \times 107,14) / (0,7887 - 0,3894) = 471,148 \text{ кДж/кг}$.

Для нахождения приведенных координат X_{II} и I_{II} полюса P_{II} составим уравнение баланса (материального, по кислороду и теплового) участка II: $M - m_f = A - \Phi_f - R$, $M y_M - m_f x_{mf} = A y_A - \Phi_f x_{\Phi f} - R x_R$, $M i_M - m_f i_{mf} = A i_{IA} - \Phi_f i_{\Phi f} - R i_{IR}$. По определению приведенных координат [см. формулы (57) и (58)] имеем

$$X_{II} = (A y_A - \Phi_f x_{\Phi f} - R x_R) / (A - \Phi_f - R) = \\ = (0,7887 \cdot 0,5 - 0,3894 \cdot 1 - 0,4556 \cdot 38) / (0,7887 - 0,3894 - 0,4556) = \\ = 307,42 \% O_2,$$

$$I_{II} = (A i_{IA} - \Phi_f i_{\Phi f} - R i_{IR}) / (A - \Phi_f - R) = \\ = (0,7887 \cdot 291,43 - 0,3894 \cdot 107,14 - 0,4556 \cdot 184,925) / (0,7887 - \\ - 0,3894 - 0,4556) = -1845,08 \text{ кДж/кг}.$$

Приведенные координаты для отгонной части верхней колонны определяем по формулам (81) и (82): $X_{III} = x_{Kf} = 97,3 \% O_2$, $I_{III} = 268,25 - 106,765 / 0,2113 = -237,027 \text{ кДж/кг}$.

Графическое определение теоретического числа тарелок верхней колонны представлено на рис. 201. Строим изобары кипения и конденсации для давления 0,135 МПа. На изобарах по известным концентрациям и удельным энтальпиям находим точки, соответствующие состояниям выводимого из конденсаторов-испарителей II жидкого кислорода K_f , подаваемого

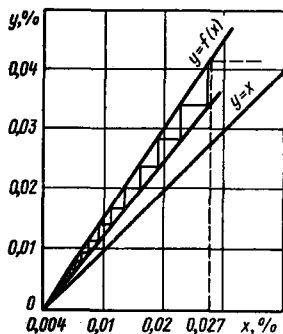


Рис. 202. Графическое определение теоретического числа тарелок в колонне 15

в колонну 8 детандерного воздуха D , переохлажденной кубовой жидкости R , азотной флегмы Φ_f . По найденным приведенным координатам находим полюса ректификации P_I, P_{II}, P_{III} . Полюс P_{II} находится вне поля чертежа. Пользуясь диаграммой $T-x$, строим изотермы влажного пара, соединяя получаемые точки с соответствующими полюсами. В результате построения на участке I имеем 4,7 тарелки, на участке II — 0,3, на участке III — 4. Общее теоретическое число тарелок в верхней колонне составляет 9.

Расчет теоретического числа тарелок нижней колонны 4. Приведенные координаты полюса ректификации получаем из уравнений баланса (материального, по кислороду и тепловому) колонны 4: $X_{IV} = x_{\Phi f} = 1\% \text{ O}_2$, $I_{IV} = (\Phi_f i_{I\Phi f} + \Phi i_{I\Phi} + q_k) / (\Phi_f + \Phi) = (0,1324 \cdot 132,34 + 0,2570 \cdot 296,3 + 106,765) / (0,1324 + 0,2570) = 514,725 \text{ кДж/кг}$.

Для контроля найдем приведенные координаты из баланса нижней части колонны 4:

$$X_{IV} = [(1 - D) y_B - R x_R] / (1 - D - R) =$$

$$= [(1 - 0,155) 20,95 - 0,4556 \cdot 38] / (1 - 0,155 - 0,4556) = 1,001\% \text{ O}_2,$$

$$I_{IV} = [B i_{2B} + (B_{\text{под A}} + B_{\text{под Kт}}) (i_{8B} - i_{3B}) - D i_{3B} - R i_{1R}] / (1 - D - R) =$$

$$= [1 \cdot 342,76 + (0,0223 + 0,002) (168,27 - 340) - 0,155 \cdot 340 - 0,4556 \cdot 194] / (1 - 0,155 - 0,4556) = 507,192 \text{ кДж/кг}.$$

Графическое определение теоретического числа тарелок в нижней колонне также производим в диаграмме $i-x$. В результате построения получаем 13 изотерм, характеризующих теоретическое число тарелок.

Процесс ректификации в колонне технического кислорода 15 рассчитываем как процесс разделения бинарной смеси кислород-аргон. Расчет ведем по диаграмме $x-y$ (рис. 202). Уравнение рабочей линии $y = x K_f / K_t - (K_f X_{Kf} - K_t y_{Kt}) / K_t$. После подстановки получаем $y = 0,2113x / 0,1569 - (0,2113 \cdot 97,3 - 0,1569 \cdot 96,5) / 0,1569 = 1,347x - 34,54$, $y = 1,347x - 34,54$. Как видно из рис. 202, теоретическое число тарелок, обеспечивающих заданный режим разделения в колонне 15, составляет 17.

Пример 11. Рассчитать конденсатор-испаритель с кипением жидкого кислорода внутри трубок для воздухооразделительной установки Кж-6 (см. рис. 129, аппарат 10). Тепловая нагрузка конденсатора-испарителя 1 061 000 Вт. Принимаем высоту трубок $l_{tr} = 2,686 \text{ м}$. Наружный диаметр $d_{нар} = 12 \cdot 10^{-3} \text{ м}$, внутренний диаметр $d_{вн} = 9 \cdot 10^{-3} \text{ м}$. Средняя температура кипения кислорода $T_{кип} = 94,62 \text{ К}$, давление кипящего кислорода $p_{кип} = 0,162 \text{ МПа}$, температура конденсации азота $T_{конд} = 97,4 \text{ К}$, давление конденсирующегося азота $p_{конд} = 0,662 \text{ МПа}$.

Определяем температурный напор в верхнем сечении конденсатора-испарителя: $\Delta T_{\text{верх}} = T_{\text{конд}} - T_{\text{кип}} = 97,4 - 94,62 = 2,78 \text{ К}$.

По графику (см. рис. 183) находим приблизительное значение удельной тепловой нагрузки $q_{кип} = 2300 \text{ Вт/м}^2$. Относительный кажущийся уровень жидкого кислорода определим по графику (см. рис. 184): $H' = 0,3$. Из условия взрывобезопасности увеличиваем H' до 0,5.

Температурную депрессию δT вычисляем по формуле (120):

$$T\delta = 0,5 \cdot 94,62 \cdot 0,5 \cdot 2,686 \cdot 1121 / (0,102 \cdot 210,05 \cdot 10^{-3} \cdot 5,8) = 0,573 \text{ К}.$$

Средний температурный напор $\Delta T = \Delta T_{\text{верх}} - \delta T = 2,78 - 0,573 = 2,207 \text{ К}$.

Для определения характерной области процесса [формула (121)] по графикам (см. рис. 185, 186) определим $m_{kf}/v^2 = 4,5 \cdot 10^{14} \text{ м}^{-3}$, $grfv = 18,5 \text{ Вт/м}$. Температуру между $T_{\text{конд}}$ и $T_{\text{кип}}$ найдем по формуле (122): $T = 94,62 + 2,207/2 = 95,72 \text{ К}$. Определим члены неравенства (121):

$$8 \cdot 10^{-14} m_{kf}/v^2 = 8 \cdot 10^{-14} \cdot 4,5 \cdot 10^{14} = 36;$$

$$6,22 \cdot 10^5 [v^2/(m_{kf} l_{\text{тр}}^3)]^{0,24} = 6,22 \cdot 10^5 [1/(4,5 \cdot 10^{14} \cdot 2,686^3)]^{0,24} = 92;$$

$$\frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{grfv} = \frac{q_{\text{кип}} d_{\text{кип}} l_{\text{тр}}}{d_{\text{конд}} grfv} = \frac{2300 \cdot 9 \cdot 10^{-3} \cdot 2,686}{12 \cdot 10^{-3} \cdot 18,5} = 250,4.$$

В результате вычисления неравенство принимает вид

$$8 \cdot 10^{-14} m_{kf}/v^2 < \frac{q_{\text{конд}} l_{\text{тр}}}{grfv} > 6,22 \cdot 10^5 \left(\frac{v^2}{m_{kf} l_{\text{тр}}^3} \right)^{0,413}.$$

Температурный напор в конденсаторе находим по формуле (124), записав ее в виде

$$\Delta T_{\text{конд}} = \frac{77 q_{\text{кип}} d_{\text{кип}} l_{\text{тр}}}{d_{\text{конд}} \lambda} \left(\frac{v^2}{m_{kf} l_{\text{тр}}^3} \right)^{0,413},$$

где $q_{\text{кип}} d_{\text{кип}}/d_{\text{конд}} = q_{\text{конд}}$.

$$\Delta T_{\text{конд}} = 77 \frac{2300 \cdot 9 \cdot 10^{-3} \cdot 2,686}{12 \cdot 10^{-3} \cdot 0,143} \left(\frac{1}{4,5 \cdot 10^{14} \cdot 2,686^3} \right)^{0,413} = 0,376 \text{ К}.$$

Средний температурный напор между кипящей жидкостью и стенкой определим по уравнению (125)

$$\Delta T_{\text{кип}} = 2,16 \cdot 2300^{0,3} [2,686/(9 \cdot 10^{-3})]^{-0,45} 0,5^{0,198} = 1,46 \text{ К}.$$

Эта формула справедлива, так как $500 < q_{\text{кип}} < 3 \cdot 10^4$ и $l_{\text{тр}}/d_{\text{кип}} > 80$.

Для определения удельной тепловой нагрузки $q_{\text{кип}}$ строим график (рис. 203), используя формулы (123) ... (125). На абсциссе откладываем отрезок $\Delta T = \Delta T_{\text{конд}} + \Delta T_{\text{кип}} = 0,376 + 1,46 = 1,836 \text{ К}$ и на его концах строим кривые

$$d_{\text{конд}} q_{\text{конд}} = f(\Delta T_{\text{конд}}) \text{ и } d_{\text{кип}} q_{\text{кип}} = f(\Delta T_{\text{кип}}).$$

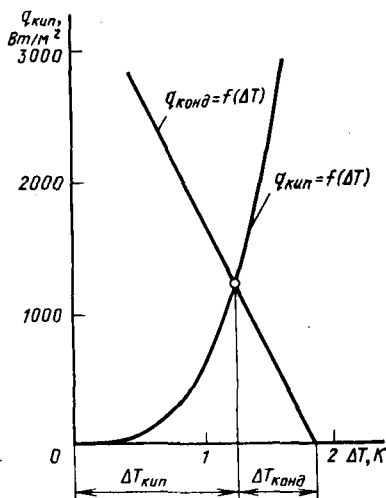
Необходимые для построения графика величины определяем из формулы (124) — $q_{\text{конд}} = 2027 \Delta T_{\text{конд}}$, из формулы (125) — зависимость $q_{\text{кип}} = 621 \Delta T_{\text{кип}}^{5,33}$. Графическое построение дает следующие значения: $q_{\text{кип}} = 1230 \text{ Вт/м}^2$, $\Delta T_{\text{кип}} = 1,23 \text{ К}$, $\Delta T_{\text{конд}} = 0,606 \text{ К}$.

Определим поверхность теплообменника $F_{\text{кип}} = Q/q_{\text{кип}}$. При $Q = 1\,061\,000 \text{ Вт}$ $F_{\text{кип}} = 1\,061\,000/1230 = 862,6 \text{ м}^2$. Учитывая, что часть внешней поверхности труб залита жидким азотом на высоту h_A , поверхность теплообменника вычислим по формуле (127), приняв $h_A/l_{\text{тр}} = 0,15$.

$$F'_{\text{кип}} = F_{\text{кип}} (1 + 0,15) = 862,6 \cdot 1,15 = 992 \text{ м}^2.$$

Число труб в конденсаторе-испарителе определяем по формуле (128) $N = 992/(3,14 \cdot 0,009 \cdot 2,686) = 13\,064$.

Рис. 203. График для определения удельной тепловой нагрузки основного конденсатора воздухоразделительной установки КЖАЖААрж-6



Для вычисления массы циркулирующей жидкости, выносимой из трубок вместе с паром за 1 с, определяем $m_{\text{трг}} f$ и $m_{\text{исп}} f$: при $W_0 = 0,04$ м/с $m_{\text{трг}} f = 0,25\pi d_{\text{кпп}}^2 N w_0 \rho_f = 0,25 \cdot 3,14 \cdot 0,009^2 \cdot 0,04 \cdot 1121 = 37,23$ кг; $m_{\text{исп}} f = \pi d_{\text{вн}} l_{\text{тр}} N q_{\text{кпп}} = 3,14 \cdot 0,009 \cdot 2,686 \cdot 1230 / (210,05 \cdot 10^{-3}) = 5,82$ кг. Массу циркулирующей жидкости вычисляем по формуле (129). $m_{\text{кф}} = 37,23 - 5,82 = 31,41$ кг.

Для вычисления диаметра циркуляционной трубы определяем относительную скорость всплытия пузырьков пара в жидкости, движущейся в циркуляционной трубе:

$$\omega = 1,5 \sqrt[4]{\tau (\rho_f - \rho_n) g / \rho_f^2} = 1,5 \sqrt[4]{12,48 \cdot 10^{-3} (1121 - 5,8) 9,8 / 1121^2} = 0,153 \text{ м/с.}$$

Скорость движения жидкости в циркуляционной трубе

$$w_{\text{ц}} = 0,9\omega = 0,9 \cdot 0,153 = 0,1377 \text{ м/с,}$$

$$f_{\text{ц}} = m_{\text{кф}} / (\rho_f w_{\text{ц}}) = 31,41 / (1121 \cdot 0,1377) = 0,24628 \text{ м}^2.$$

Диаметр центральной циркуляционной трубы

$$d_{\text{ц. тр}} = \sqrt{4f_{\text{ц}}/\pi} = \sqrt{4 \cdot 0,24628 / 3,14} = 0,56 \text{ м.}$$

Пример 12. Рассчитать теплообменник-ожижитель III, входящий в состав воздухоразделительной установки КЖАЖААрж-6 (см. рис. 129). Конструкция аппарата представляет собой витой гладкотрубный поперечно-точный теплообменник. Размер алюминиевой трубки выбираем $\varnothing 16 \times 2$. Сжатый воздух движется внутри трубок, а азот низкого давления (обратный поток) — в межтрубном пространстве.

Исходные данные для расчета следующие. Масса охлаждаемого воздуха $B = 26\,728,8$ кг/ч. Масса азота (обратный поток) $A = 27\,747$ кг/ч. На входе в аппарат температура воздуха $T_{2В} = 303$, азота $T_{12А} = 272,4$ К. На выходе из аппарата температура воздуха $T_{3В} = 278$, азота $T_{12А} = 299$ К. Давление воздуха $p_B = 3,3$, азота $p_A = 0,115$ МПа. Разность температур на теплооме обменника $\Delta T_T = 4$ К на холодном конце теплообменника $\Delta T_X = 5,6$ К. При $T = 293$ К и $p = 0,1033$ МПа плотность потоков воздуха $\rho_{\text{нВ}} = 1,204$, азота $\rho_{\text{нА}} = 1,165$ кг/м³. Внутренний диаметр трубки $d_{\text{вн}} = 0,012$ м; наружный диаметр трубки $d_{\text{нар}} = 0,016$ м; шаг навивки $t_1 = 0,02$ м; осевой шаг навивки $t_2 = 0,019$ м; диаметр сердечника $d_c = 0,273$ м; толщина стенки трубки $\delta_{\text{ст}} = 0,002$ м.

Средние температуры потоков, К:

$$\text{воздуха } T_B^{\text{ср}} = 303 + 278/2 = 290,5,$$

$$\text{азота } T_A^{\text{ср}} = 299 + 272,4/2 = 285,7.$$

Плотности потоков при средних температурах и рабочих давлениях, кг/м³:

$$\rho_{\text{рВ}} = 1,204 \cdot 3,3 \cdot 293 / (0,1033 \cdot 290,5) = 38,793;$$

$$\rho_{\text{рА}} = 1,165 \cdot 0,115 \cdot 293 / (0,1033 \cdot 285,7) = 1,33.$$

Коэффициенты динамических вязкостей определяем по графику [10] при средних температурах: для воздуха $\mu_B = 18,1372 \cdot 10^{-6}$, для азота $\mu_A = 17,647 \times 10^{-6}$ Па·с. При средних температурах, по данным работы [8], теплопроводность воздуха $\lambda_B = 24,4 \cdot 10^{-3}$, азота $\lambda_A = 26,16 \cdot 10^{-3}$ Вт/(м·К). Удельная теплоемкость воздуха при средней температуре $c_{\text{рВ}} = 1122$ Дж/(кг·К). Принимаем по рекомендациям скорость для прямого потока $w_B = 5,01$, обратного потока $w_A = 5,3$ м/с. Тепловую нагрузку теплообменника-ожижителя находим из уравнения теплового баланса

$$B [(i_{2В} - i_{3В}) + q_{0.с} + q_{\text{II}}] = A (i_{12А} - i_{12}),$$

где $i_{2В} = 296,7$; $i_{3В} = 270$ и $i_{12А}' = 299,6$; $i_{12} = 272$ — энтальпии воздуха и азота при p_B , $T_{2В}$, $T_{3В}$ и p_A , $T_{12А}'$, T_{12} соответственно, кДж/кг; $q_{\text{II}} = 1,62$ кДж/кг — теплота сжигания влаги в аппарате II; $q_{0.с} = 0,3$ кДж/кг — потери холода в окружающую среду, принимаем из расчета воздухоразделительной установки.

Подставляя найденные значения в уравнение теплового баланса, получим $26\ 728,8 [(296,7 - 270) + 0,3 + 1,62] = 27\ 747 (299,6 - 272)$, или $764\ 978 \approx 764\ 970$.

Принимаем тепловую нагрузку аппарата II $Q_{II} = 764\ 978\ \text{кДж/г} = 212,49\ \text{кВт}$. Для определения коэффициента теплоотдачи α_B от воздуха к стенке трубки находим:

$$\text{Pr}_B = c_{pB} \mu_B / \lambda_B = 1122 \cdot 18,1372 \cdot 10^{-6} / (24,4 \cdot 10^{-3}) = 0,834;$$

$$\text{Re}_B = w_B d_{вн} \rho_B / \mu_B = 5,01 \cdot 0,012 \cdot 38,793 / (18,1372 \cdot 10^{-6}) = 128\ 588;$$

$$\text{Nu}_B = 0,023 \text{Re}_B^{0,8} \text{Pr}_B^{0,4} = 0,023 \cdot 128\ 588^{0,8} \cdot 0,833^{0,4} = 261,42$$

(без учета кривизны трубки).

Коэффициент теплоотдачи $\alpha_B = \text{Nu}_B \lambda_B / d_{вн} = 261,42 \cdot 24,4 \cdot 10^{-3} / 0,012 = 531,554\ \text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

Для вычисления коэффициента теплоотдачи α_A от азота к стенке трубки находим:

$$\text{Re}_A = w_A d_{нар} \rho_A / \mu_A = 5,3 \cdot 0,016 \cdot 1,33 / (17,647 \cdot 10^{-6}) = 6391,1;$$

$$\text{Nu}_A = 0,083 \text{Re}_A^{0,85} = 0,083 \cdot 6391,1^{0,85} = 142,5.$$

Коэффициент теплоотдачи $\alpha_A = \text{Nu}_A \lambda_A / d_{нар} = 142,5 \cdot 26,16 \cdot 10^{-3} / 0,016 = 232,98\ \text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Коэффициент теплопередачи, отнесенный к наружной поверхности трубок, находим по формуле (141):

$$k = 1 / \left(\frac{1}{531,55} \frac{0,016}{0,012} + \frac{1}{232,98} \right) = 147\ \text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Разность температур между потоками воздуха и азота в теплообменнике-ожижителе может быть определена по формуле (131), так как теплоемкость газов в данном случае изменяется незначительно:

$$\begin{aligned} \Delta T &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2,3 \lg \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_{3B} - T_{12A}) - (T_{2B} - T_{12'A})}{2,3 \lg \frac{(T_{3B} - T_{12A})}{(T_{2B} - T_{12'A})}} = \\ &= \frac{(278 - 272,4) - (303 - 299)}{2,3 \lg \frac{(278 - 272,4)}{(303 - 299)}} = \frac{5,6 - 4}{2,3 \lg \frac{5,6}{4}} = \frac{1,6}{2,3 \lg 1,4} = 4,761\ \text{К}. \end{aligned}$$

Площадь поверхности теплообмена находим по формуле (130)

$$F_{II} = 212\ 490 / (147 \cdot 4,761) = 303,614\ \text{м}^2.$$

Площадь поверхности с учетом 15 %-ного запаса $F'_{II} = 1,15 F_{II} = 303,614 \cdot 1,15 \approx 350\ \text{м}^2$. Число трубок находим из выражения

$$N = 4B / (3600 w_B \pi d_{вн}^2 \rho_B) = 4 \cdot 26\ 728,8 / (3600 \cdot 5,01 \cdot 3,14 \cdot 0,012^2 \cdot 38,793) \approx 338.$$

Площадь среднего сечения свободного объема межтрубного пространства [10]

$$F_{с.о} = A / (3600 \rho_A w_A) = 27\ 747 / (3600 \cdot 1,33 \cdot 5,3) = 1,0934\ \text{м}^2.$$

Удельное свободное сечение прохода азота

$$F_{уд} = 1 - 0,25 \pi d_{нар}^2 / (t_1 t_2) = 1 - 0,25 \cdot 3,14 \cdot 0,016^2 / (0,02 \cdot 0,019) = 0,4714\ \text{м}^2.$$

Площадь поперечного сечения

$$F_{п.с} = F_{с.о} / F_{уд} + \pi d_c^2 / 4 = 1,0934 / 0,4714 + 3,14 \cdot 0,273^2 / 4 = 2,3779\ \text{м}^2.$$

Наружный диаметр навивки $D_{\text{нар}} = \sqrt{4F_{\text{п.с}}/\pi} = \sqrt{4 \cdot 2,3779/3,14} = 1,7401$ м. Число слоев навивки $N_c = D_{\text{нар}} - d_c/(2t_1) = 1,7401 - 0,273/(2 \cdot 0,02) \approx 37$. Действительный наружный диаметр навивки $D_{\text{д.нар}} = d_c + 2N_c t_1 = 0,273 + 2 \cdot 37 \times 0,02 = 1,753$ м. Средняя длина труб в навивке $L_{\text{ср}} = F'_{\text{II}}(\pi d_s N) = 350/(\pi \cdot 0,016 \times 338) \approx 20,60$ м. Высота навивки $H = 2NL_{\text{ср}} t_2/[N_c \pi (D_{\text{нар}} + d_c)] = 2 \cdot 338 \times 20,6 \cdot 0,019/[31 \cdot 3,14 (1,51 + 0,273)] = 1,524$ м. Число витков в слое $N_v = H/t_2 = 1,524/0,019 \approx 80$.

Гидравлический расчет теплообменника-ожижителя в трубном пространстве. Коэффициент сопротивления потока воздуха $\xi_1 = 0,3164/\text{Re}_B^{0,25} = 0,3164/128\,588^{0,25} = 0,0167$. Потеря давления в трубном пространстве аппарата $\Delta p_1 = \xi_1 \frac{L_{\text{ср}}}{d_{\text{вн}}} \frac{\rho_{\text{РВ}} \omega_B^2}{2} = 0,0167 \frac{20,6045}{0,012} \frac{38,793 \cdot 5,01^2}{2} 10^{-6} = 0,0139$ МПа. Для определения потери давления в межтрубном пространстве находим

$$E_u/N_v = B \text{Re}_A^{-b} = 10 \cdot 6391,1^{-0,25} = 1,118$$

(коэффициенты B, b берем из работы [10]), откуда

$$\Delta p_2 = N_v \left(\frac{E_u}{N_v} \right) \rho_{\text{РА}} \omega_A^2 = 80 \cdot 1,118 \cdot 1,33 \cdot 5,3^2 \cdot 10^{-6} = 0,0033 \text{ МПа.}$$

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Архаров А. М., Марфенина И. В., Микулин Е. И. Теория и расчет криогенных систем. М.: Машиностроение, 1978. 415 с.
2. Беляков В. П. Криогенная техника и технология. М.: Энергоиздат, 1982 271 с.
3. Бирман И. М. Аппаратчик воздухоразделительной установки. Справочник. М.: Металлургия, 1978. 319 с.
4. Будневич С. С. Расчет криогенных установок. Л.: Машиностроение, 1979. 367 с.
5. Глизманенко Д. Л. Получение кислорода. 5-е изд. М.: Химия, 1972. 752 с.
6. Денисенко Г. Ф., Файнштейн В. И. Техника безопасности при производстве кислорода. 2-е изд. М.: Металлургия, 1975. 271 с.
7. Михальченко А. И., Худяков В. И., Марченко В. Г. Монтаж криогенного оборудования. М.: Стройиздат, 1979. 206 с.
8. Разделение воздуха методом глубокого охлаждения/Под ред. Л. С. Аксельрода, В. И. Епифановой. М.: Машиностроение, 1973, т. 1, 472 с.; т. 2, 567 с.
9. Техника низких температур. 2-е изд./Под ред. А. М. Архарова, И. В. Марфениной, Е. И. Микулина. М.: Энергия, 1975. 511 с.
10. Установки, машины и аппараты криогенной техники: Атлас/Под ред. И. П. Усюкина. М.: Пищевая промышленность, 1976, т. 1. 171 с.
11. Фастовский В. Г., Петровский Ю. В., Ровинский А. Е. Криогенная техника. 2-е изд. М.: Энергия, 1974. 495 с.

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

Указатель отражает весь текст учебного пособия за исключением предисловия и введения. Ссылки к тексту даны на страницы учебного пособия, где приводятся те или иные термины и раскрываются существенные стороны их смысла. Алфавитное расположение — слово за словом.

А

Абсолютная влажность см. Влажность абсолютная
Адиабатический КПД детандера см. КПД детандера адиабатический
Адиабатное расширение газа см. Расширение газа адиабатное
Адсорбент 84
Адсорберы ацетиленовые 110
Адсорбция 84, 91
Азотный регенератор см. Регенератор азотный
Активная окись алюминия см. Окись алюминия активная
Активный глинозем см. Глинозем активный
Алюмогель см. Окись алюминия активная
Аммиачный теплообменник см. Теплообменник аммиачный
Аппараты воздуходелительные 39
Аппараты холодильных установок 117
— блока разделения 184
Аргон, получение 163, 166, 173
Атмосферный воздух см. Воздух атмосферный
Аэрогель 192

Б

Баланс материальный 52, 59
— тепловой 52, 53
— установки 23
— цикла 21, 25
Баллоны 198
Блок осушки воздуха 88, 89

В

Вата минеральная 192
Влажность абсолютная 82
— относительная 82
Водород 151
—, применение 156
Воздух атмосферный 39
—, содержание влаги 82
Воздухоразделительные аппараты см. Аппараты воздуходелительные
Воздухоразделительные установки см. Установки воздуходелительные
Время защитного действия 85
Вспомогательное производство 118
Вымораживание 91
— влаги 83
Высота работающего слоя 85

Г

Газ 6
— идеальный 7
— реальный 6
Газгольдер 195
Газификатор 207
Газификация жидкого кислорода 195, 207, 209
Газовые холодильные машины см. Машины холодильные газовые
Газовый ввод 197
Газы инертные 163
Газы редкие, получение 163
Гелий, применение 156
Гидрозатвор 197
Главная полюсная линия см. Линия полюсная главная
Глинозем активный 85
Графический метод см. Метод графический
ГХМ см. Машины холодильные газовые

Д

Давление насыщенных паров 40
Действительное число тарелок см. Тарелка
Действительный перепад теплоты см. Перепад теплоты действительный
Декарбонизатор 91, 92
Депрессия температурная 220
Детандер 9
Дефлегматор 45
Дефлегмация воздуха 45
Дистилляция простая см. Испарение фракционное
Дифференциальный эффект см. Эффект дифференциальный
Дросселирование 8

Е

Емкости для хранения сжиженных газов 199
Емкость адсорбента 230

З

Защита блоков разделения воздуха от углеводородов 112

И

Идеальная удельная работа сжижения газа см. Работа сжижения газа идеальная удельная
Идеальный газ см. Газ идеальный
— цикл см. Цикл идеальный

Изменение температур и давлений по высоте колонны 60
 Изоляция вакуумно-порошковая 192
 — высоковакуумная 193
 — многослойная экранно-вакуумная 193
 Изотерма равновесия 70
 Изотермический эффект см. Эффект изотермический
 Изэнтропное расширение газа см. Расширение газа изэнтропное
 Инверсионная кривая см. Кривая инверсионная
 — температура см. Температура инверсионная
 Инертные газы см. Газы инертные
 Интегральный эффект см. Эффект интегральный
 Испарение жидкого воздуха в замкнутом объеме 43
 Испарение фракционное 44
 Испарители 117

К

Кислород, получение 130
 Кислородное производство 118
 Кислородный регенератор см. Регенератор кислородный
 Колонна ректификационная 46, 47, 49, 184, 212
 Комбинированные циклы см. Циклы комбинированные
 Комплексная очистка воздуха см. Очистка воздуха синтетическими цеолитами
 Компрессорная холодильная машина см. Машина компрессорная холодильная
 Компрессионные холодильные установки см. Установки компрессорные холодильные
 Конденсаторы 111, 117, 128, 129, 188
 Конденсаторы-испарители, расчет 217
 Конденсация 44
 — воздуха 44
 — фракционная 45
 Конструкция пылеулавливающих фильтров 79
 Концентрационная часть колонны 62
 Концентрация приведенная 71
 Коэффициент извлечения кислорода из воздуха 49
 — обогащения 68
 — оребрения 228
 — сжижения 17, 20, 25
 — сопротивления тарелки 215
 — теплоотдачи 219
 — теплопередачи 226
 КПД детандера 21
 — — адиабатический 10
 Кратность циркуляции 129, 218
 Кривая инверсии 9
 Кривые равновесия 41
 Криогенное производство 118
 Криогенные установки см. Установки криогенные
 Криогенные циклы см. Циклы криогенные
 Криостат 205, 206
 Криптоновый концентрат, получение 177
 Криптоноксеновая смесь, получение 175
 Куб 47

Л

Линия полюсная главная 73
 — полюсов 73
 — рабочая 67
 Луч полюсов 73

М

Материалы теплоизоляционные 191
 Машина компрессорная холодильная 115
 Машины холодильные газовые 157
 — — —, схемы 160
 Метод аддитивности 213
 — каталитического окисления 109
 — Мак-Кэба и Тиле см. Метод определения числа тарелок в колонне графический
 — Меркеля 69
 — определения числа тарелок в колонне графический 63
 — получения чистой неонгелиевой смеси 182
 — тройного дутья 100
 — циркуляционной регенерации цеолитов 88
 Методы обеспечения взрывобезопасности установок 109
 — определения числа тарелок 69
 — осушки 83
 — очистки воздуха от углекислоты 90
 Механические примеси в воздухе 79
 Милора 192
 Многоканальный регенератор-рекуператор см. Регенератор-рекуператор многоканальный
 Мост тепловой 193

Н

Нагрузка тепловая 54
 — — удельная 221
 Напор конденсатора температурный 52
 — температурный 220
 Напряженность слива 215
 Неон 180
 Неонгелиевый концентратор 181
 Несбалансированный поток см. Поток несбалансированный
 Номограмма равновесной азотно-кислородной смеси 42
 Нормы содержания ацетилена в жидкости 108

О

Обогащение кислорода криптоном 175
 Общая удельная холодопроизводительность см. Холодопроизводительность общая удельная
 Общая холодопроизводительность цикла см. Холодопроизводительность цикла общая
 Ожижители 83, 152, 210
 Окись алюминия активная 85
 Опора 193
 Осушка воздуха и газов 79, 82, 84, 87
 Отгонная часть колонны 62
 Отмычка твердой двуокиси углерода 91
 — примесей в нижней колонне 112
 Относительная влажность см. Влажность относительная
 Очистка жидкостей адсорбцией 110
 — воздуха в газовом адсорбере 110
 — воздуха и газов 79, 82
 — — комплексная 87
 — — от двуокиси углерода 90
 — — от масла 109
 — — от опасных примесей в регенераторах 110
 — — синтетическими цеолитами 109
 — — от углеводородов 109
 — сырого аргона от кислорода 169

П

Пар 6
 Параметры газа 6
 Пенополистирол 192

Пенополиуретан 192
 Переохладители 117
 Перепад теплоты 10
 — — действительный 10
 — — теоретический 10
 Период переключения регенераторов 95
 Перлит 192
 Показатель аднабаты 9
 Полезная холодопроизводительность см.
 Холодопроизводительность полезная
 Получение криптонового концентрата 177
 — криптоноксеноновой смеси 175
 — неонгелиевой смеси 180
 — сжиженного воздуха 15
 — сырого аргона 166
 Полусный луч см. Луч полюсный
 Потери теплоты от недокуперации 16
 — — через изоляцию 16
 Потери, классификация 16
 —, связанные с отбором продукта в жидком виде 16
 — холода в цикле 16, 56
 — энергии в реальных процессах 12
 Поток несбалансированный 100
 Приведенная концентрация см. Концентрация приведенная
 — удельная энтальпия см. Энтальпия приведенная удельная
 Производственный участок см. Участок производственный
 Промежуточный сосуд 117
 Простая дистилляция см. Испарение фракционное
 Процесс расширения необратимый 9

Р

Работа идеального цикла удельная 12
 — изэнтропного расширения газа 9
 — компрессора удельная 15
 — разделения газовых смесей 40
 — — — удельная 40
 — сжижения газов 10
 — — идеальная удельная 12
 — удельная в цикле 20
 Рабочая линия см. Линия рабочая
 Равновесные кривые см. Кривые равновесные
 Разделение воздуха 39
 — — частичное 43
 Расчет адсорбционной осушки и очистки газов 230
 — аппаратов блока разделения воздуха 210
 — воздуходелительных аппаратов 60
 — регенерации адсорбента 233
 — ректификации 62
 — теоретического числа тарелок 245, 246
 — теплообменника-ожижителя 218, 250
 — теплообменных аппаратов 223
 Расширение газа аднабатное 9
 — — изэнтропное 9
 Регенератор 93, 105
 Регенератор-рекуператор многоканальный 103
 Регенерация адсорбента 87
 Регулирование производительности воздуходелительного аппарата 58
 Резервуары 201
 Ректификационная колонна см. Колонная ректификационная
 — тарелка см. Тарелка
 Ректификация 47
 — воздуха 40, 46
 Рефрижераторы, расчет 210

С

Сжижение водорода, особенности 31
 Силикагель 85
 Скрубер 91

Содержание влаги в воздухе 82
 — двуокиси углерода в воздухе 90
 — механических примесей в воздухе 79
 Сосуд Дьюара 205
 Сосуды для сжиженных газов 199
 Способы обеспечения незабиваемости регенераторов 100
 Способы получения низких температур 10
 Станция для получения жидкого водорода 119
 Степень использования щелочи 92
 Сублимация 90
 Схема с двумя уровнями предварительного охлаждения 32
 Схема трехступенчатого каскадного цикла сжижения гелия 35

Т

Тарелка 47, 52, 68, 184
 Температура инверсионная 9
 Температурная депрессия см. Депрессия температурная
 Температурный напор см. Напор температурный
 Теоретический перепад теплоты см. Перепад теплоты теоретический
 Теоретическое число тарелок см. Тарелка
 Тепловая нагрузка см. Нагрузка тепловая
 Тепловой баланс цикла см. Баланс цикла тепловой
 — — установки см. Баланс установки тепловой
 Теплоизоляционные материалы см. Материалы теплоизоляционные
 Теплоизоляция 191
 Теплообмен в регенераторах 96
 Теплообменник аммиачный 83
 Теплообменник-вымораживатель 84
 Теплообменники 117, 184
 Точка росы 82
 Транспортирование газообразных и жидких продуктов 195
 Транспортирование криогенных жидкостей 199
 Трубопроводы 199
 — криогенные 206

У

Удаление механических примесей 79
 Удельная работа в цикле см. Работа в цикле удельная
 Удельная работа идеального цикла см. Работа идеального цикла удельная
 Удельная работа компрессора см. Работа компрессора удельная
 Удельная работа разделения газовой смеси см. Работа разделения газовой смеси удельная
 Удельная холодопроизводительность см. Холодопроизводительность удельная
 Уравнение рабочей линии 67
 Уравнение состояния Клайперона—Менделеева 7
 — — реальных газов 6
 — холодопроизводительности 14, 19
 Установки воздуходелительные 115, 117
 — — двух давлений 123
 — — высокого давления 120
 — — низкого давления 127
 — —, расчет 210
 — — среднего давления 121
 — газификационные 208
 — двух давлений 57
 — для получения аргона 167
 — для получения жидких продуктов 56
 — — — жидкого азота 58
 — — — водорода и гелия 151, 152

- — — кислорода и азота 145
- компресссионные холодильные 115
- криогенные 10, 115
- одного давления 57
- умеренного холода 115
- Устройства предохранительные 197
- Участок производственный 118

Ф

- Фильтр 79
- висциновый 79
- воздушный сетчатый 81
- самоочищающийся цепной 80
- сухой рулонный 81
- Флегма 49
- Флегмовое число 68
- Фракционное испарение см. Испарение фракционное

Х

- Характеристики эффективности цикла 11
- Холодильная машина см. Машина холодильная
- Холодопроизводительность 10
- общая удельная 10
- полезная 17, 20
- регулирование 129
- удельная 10, 11
- цикла 15, 16, 21, 25, 26, 28, 30, 56
- воздухоразделительной установки 52, 55
- Хранение газообразных и жидких продуктов 195

Ц

- Цех 118
- Цикл высокого давления с однократным дросселированием 13
- — — и предварительным охлаждением 17

- — — с расширением газа в детандере 20
- двух давлений с расширением воздуха в детандерах низкого и высокого давлений и дросселированием 27
- замкнутый 11
- идеальный 10, 11
- изображение на диаграмме 158
- низкого давления с расширением газа в турбодетандере 24
- переключения регенераторов 95
- с расширением воздуха в детандере и предварительным охлаждением 25
- среднего давления с расширением газа в детандере 22
- — — — — воздуха в турбодетандере и циркуляционным холодильным циклом 28
- трехступенчатый с предварительным охлаждением жидким криоагентом, расширением части потока в детандере и дросселированием 36
- Циклы для получения жидкого водорода 31
- — — — — гелия 34
- комбинированные 27
- криогенные 6
- с дросселированием рабочего тела 13
- установок с детандерами 20
- Цистерны железнодорожные 199

Ч

- Частичное разделение воздуха см. Разделение воздуха частичное
- Число Галилея 219
- Грасгофа 225
- Нуссельта 219
- Прандтля 219
- Рейнольдса 219

Э

- Эквивалентный диаметр межтрубного пространства 219
- — — проходного сечения 227
- Энтальпия приведенная удельная 71
- Эффект дифференциальный 8, 9
- изотермический 8
- интегральный 8

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	3
Введение	4
<i>Глава I</i>	
Основные криогенные циклы	6
§ 1. Термодинамические основы сжижения газов	6
§ 2. Циклы с дросселированием рабочего тела	13
§ 3. Циклы установок с детандерами	20
§ 4. Комбинированные циклы	27
<i>Глава II</i>	
Разделение воздуха и воздухоразделительные аппараты . . .	39
§ 1. Физические основы разделения воздуха	39
§ 2. Частичное разделение воздуха	43
§ 3. Ректификация воздуха	46
§ 4. Тепловой и материальный баланс воздухоразделительного аппарата	52
§ 5. Расчет ректификации	62
<i>Глава III</i>	
Очистка и осушка воздуха и газов	79
§ 1. Удаление механических примесей	79
§ 2. Осушка воздуха и газов	82
§ 3. Очистка воздуха от двуокиси углерода	90
§ 4. Устройство и работа регенератора	93
§ 5. Очистка воздуха от ацетилена и масла	108
<i>Глава IV</i>	
Промышленные установки умеренного холода, воздухоразделительные и криогенные установки	115
§ 1. Установки умеренного холода	115
§ 2. Организация и структура кислородного и криогенного производства	117
§ 3. Воздухоразделительные установки высокого давления	120
§ 4. Воздухоразделительные установки среднего давления	121
§ 5. Воздухоразделительные установки двух давлений	123
§ 6. Воздухоразделительные установки низкого давления	127
§ 7. Установки для получения жидкого кислорода и азота	145
§ 8. Криогенные установки для сжижения водорода и гелия	151
§ 9. Газовые холодильные машины	157
	255

Глава V

Извлечение редких газов из воздуха	163
§ 1. Получение аргона	163
§ 2. Получение криптоноксеноновой смеси	175
§ 3. Получение неонгелиевой смеси	180

Глава VI

Конструкция основных аппаратов блока разделения	184
§ 1. Ректификационные колонны	184
§ 2. Теплообменники	187
§ 3. Конденсаторы	188
§ 4. Теплоизоляция	191

Глава VII

Хранение и транспортирование газообразных и жидких продуктов. Газификация жидкого кислорода	195
§ 1. Газгольдеры и баллоны	195
§ 2. Емкости для хранения сжиженных газов и транспортирование криогенных жидкостей по трубопроводам	199
§ 3. Газификация жидкого кислорода	207

Глава VIII

Основы расчета и проектирования аппаратов блоков разделения воздуха и криогенных установок	210
§ 1. Особенности расчета воздухоразделительных установок, ожижителей и рефрижераторов	210
§ 2. Особенности расчетов блоков адсорбционной осушки и очистки газов	230
Список литературы	250
Предметный указатель	251

Игорь Семенович Оконский, Анатолий Анатольевич Осокин, Юрий Семенович Федюков

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ КИСЛОРОДНОГО И КРИОГЕННОГО ПРОИЗВОДСТВА

Редактор *Н. А. Лебедева*. Художественный редактор *И. К. Капралова*
Технический редактор *Л. П. Гордеева*. Корректор *Т. В. Багдасарян*
ИБ № 3660

Сдано в набор 21.06.84. Подписано в печать 29.12.84. Т-24435. Формат 60×90^{1/16}.
Бумага типографская № 2. Гарнитура литературная. Печать высокая.
Усл. печ. л. 16,0. Усл. кр.-отт. 16,0. Уч.-изд. л. 18,42. Тираж 3 700 экз. Заказ № 169.
Цена 85 к.

Ордена Трудового Красного Знамени издательство «Машиностроение»,
107076, Москва, Б-76, Строминский пер., 4.

Ленинградская типография № 6 ордена Трудового Красного Знамени Ленинградского объединения «Техническая книга» им. Евгении Соколовой Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР по делам издательств, полиграфии и книжной торговли.
193144, г. Ленинград, ул. Мойсеенко, 10.